



**SKRIPSI – TK141581**

**DINAMIKA PROSES DAN PENGENDALIAN  
*QUADRUPLE-TANK* MODIFIKASI I  
DENGAN *SOFTWARE* NI LabVIEW**

**Oleh:**

**ILHAM ANUGRAH PERMATA  
NRP. 2311 100 077**

**HASAN ISMA'IL  
NRP. 2311 100 103**

**Dosen Pembimbing**

**Juwari Purwo Sutikno, ST., M.Eng., Ph.D.  
NIP. 1973 06 15 1999 03 1003**

**Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D.  
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA 2015**



**FINAL PROJECT – TK141581**

**PROCESS DYNAMIC AND CONTROL OF  
QUADRUPLE-TANK MODIFICATION I  
SYSTEM USING NI LabVIEW SOFTWARE**

**By:  
ILHAM ANUGRAH PERMATA  
NRP. 2311 100 077**

**HASAN ISMA'IL  
NRP. 2311 100 103**

**Advisors  
Juwari Purwo Sutikno, ST., M.Eng., Ph.D.  
NIP. 1973 06 15 1999 03 1003**

**Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D.  
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT  
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY  
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY  
SURABAYA 2015**

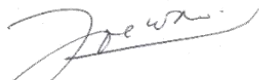
## LEMBAR PERSETUJUAN

Penelitian skripsi berjudul :

**“Dinamika Proses dan Pengendalian *Quadruple-Tank* Modifikasi I dengan  
Software NI LabVIEW”**

Telah disetujui dan diperiksa oleh :

Dosen Pembimbing I,



Juwari, ST., M.Eng., Ph.D.

NIP. 1973 06 15 1999 03 1003

Dosen Pembimbing II,



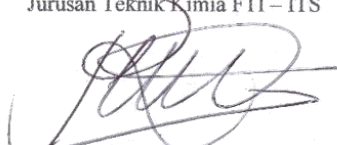
Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D.

NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

Mengetahui,

Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses


Jurusan Teknik Kimia FTI – ITS



Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D.

NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

Penyusun,



Ilham Anugrah Permata  
NRP. 2311 100 077



Hasan Isma'il  
NRP. 2311 100 103

# LEMBAR PENGESAHAN

## DINAMIKA PROSES DAN PENGENDALIAN SISTEM *QUADRUPLE-TANK* MODIFIKASI I DENGAN *SOFTWARE* NI LabVIEW

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar  
Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Jurusan Teknik Kimia  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

**ILHAM ANUGRAH PERMATA**  
**HASAN ISMA'IL**

**NRP. 2311 100 077**  
**NRP. 2311 100 103**

Disetujui Oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Juwari Purwo Sutikno, ST., M. Eng., Ph.D. .... (Pembimbing I)
2. Prof. Ir. Renanto H, MS., Ph.D ..... (Pembimbing II)
3. Hikmatun Ni'mah, S.T, M.S., Ph.D. .... (Penguji I)
4. Dr. Ir. Kuswandi, DEA. .... (Penguji II)
5. Ir. Minto Yuwana, M.S. .... (Penguji III)



**SURABAYA**  
**JULI 2015**

# **DINAMIKA PROSES DAN PENGENDALIAN *QUADRUPLE-TANK* MODIFIKASI I DENGAN *SOFTWARE* NI LabVIEW**

Nama Mahasiswa : Ilham Anugrah Permata 2311100077  
Hasan Isma'il 2311100103  
Jurusan : Teknik Kimia FTI-ITS  
Dosen Pembimbing : Juwari Purwo Sutikno, ST., M.Eng., Ph.D  
Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D

## **ABSTRAK**

Pada umumnya proses di industri memiliki karakteristik sebagai proses yang multivariabel, serta dipengaruhi oleh gangguan-gangguan yang dapat merugikan bagi proses. Penerapan sistem kontrol yang konvensional yang bersifat linear sering tidak mampu mengatasi masalah serta kendala yang dimiliki oleh proses di industri serta menghasilkan performansi yang kurang baik. Seiring dengan tuntutan untuk memperoleh kualitas produksi yang lebih baik maka diperlukan suatu sistem kontrol yang mampu memenuhi kebutuhan tersebut. Sistem kontrol berbasis model merupakan algoritma sistem kontrol yang dikembangkan untuk mengatasi masalah - masalah di industri serta untuk mendapatkan performansi yang baik. Sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I yang didapatkan dari persamaan Bernoulli, neraca massa, dan neraca energi menghasilkan interaksi MIMO 4x4. Sistem yang saling berinteraksi dan kompleks ini dapat mewakili sistem yang rumit di industri dan cocok digunakan dalam skala laboratorium karena murah dan tidak berbahaya. Sehingga kontrol yang handal dapat diuji dengan sistem ini. Sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I diprogram dalam *software* NI LabVIEW. Fungsi transfer model proses didapatkan

dengan *step test* pada sistem *openloop*. Transfer fungsi yang didapatkan digunakan untuk mendapatkan tuning pengendali PID Ziegler-Nichols dan IMC-Based PID. Sebelumnya dilakukan analisis interaksi dengan menggunakan *Relative Gain Array* untuk mendapatkan *pairing control*. Hasil respon dibandingkan dengan metode *Integral Absolute Error* (IAE). Dari hasil penelitian yang dilakukan didapatkan bahwasanya pengendali IMC-Based PID menghasilkan error lebih kecil dengan nilai IAE lebih rendah.

**Kata Kunci : Proses Multivariabel, MIMO 4x4, PID Controller, Internal Model Control, Quadruple-Tank Modifikasi I**

# **PROCESS DYNAMIC AND CONTROLL QUADRUPLE-TANK MODIFICATION I USING NI LabVIEW SOFTWARE**

Name : Ilham Anugrah Permata 2311100077  
Hasan Isma'il 2311100103  
Major : Teknik Kimia FTI-ITS  
Advisors : Juwari Purwo Sutikno, ST., M.Eng., Ph.D  
Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D

## **ABSTRACT**

Generally, processes in the industry have the characteristics of a multi-variable process, and influenced by the disturbances which may be detrimental to the process. The application of conventional control systems are often unable to cope linear problems and obstacles that are owned by industrial processes and produces poor performance. As demands for obtaining better production quality, we need a control system that is able to meet those needs. Model-based control system is a control system algorithm is developed to solve the problem - the problem in the industry as well as to get a good performance. Quadruple-Tank Modification 1 system that analyzed using Bernoulli equation, mass balance, and energy balance resulted a multivariable process, MIMO 4x4. This complex system represent the complexity process in industry. This system is suitable in laboratory scale to test the control with cheaper cost and safer. This system was programmed in NI LabVIEW. The transfer function was gotten by step test of openloop system.

Using this transfer function, the tuning of PID Ziegler-Nichols and IMC-Based PID were found. Before it, the Relative Gain Array was analyzed to get the best pairing control. The result of the respond was compared with Integral Absolute Error (IAE) method. From this research was found that IMC-Based PID results a better control than PID with Z-N tuning that shows a lower IAE number.

**Key Words :** **Multivariable process, MIMO 4x4, PID Controller, Internal Model Control, Quadruple-Tank Modification I**



## KATA PENGANTAR

Segala puji syukur kehadiran Allah SWT atas segala rahmah dan hidayahNya sehingga kedua penulis diberi kemampuan, kelancaran, dan kekuatan dalam menyelesaikan Skripsi yang berjudul “Dinamika Proses dan Pengendalian *Quadruple-Tank* Modifikasi I dengan *Software* NI LabVIEW”. Skripsi ini merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

Keberhasilan penulisan Skripsi ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang setulus-tulusnya kepada :

1. Allah SWT, orang tua, dan keluarga yang banyak memberi dukungan moral dan spiritual.
2. Bapak Prof. Ir. Renanto Handogo,MS.,Ph.D. dan Bapak Juwari Purwo Sutikno,ST.,M.Eng.,Ph.D. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng., selaku Kepala Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

4. Bapak Setiyo Gunawan, ST., Ph.D. selaku Koordinator Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia.
5. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia.
6. Teman-teman K51 atas dukungan dan semangat yang disalurkan.
7. Seluruh anggota Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses yang kebersamai dalam pengerjaan Tugas Akhir.
8. Ali, Tito, dan Adi, teman-teman dari Elektro yang mengajarkan NI LabVIEW.
9. Serta semua pihak yang telah membantu penyelesaian Tugas Akhir.

Semoga segala yang telah diberikan mendapat balasan dari Allah SWT. Penulis mengharapkan saran dan kritik yang membangun demi kesempurnaan dan perkembangan penelitian pada masa akan datang.

Semoga tugas akhir ini dapat memberikan kebermanfaatan dan kebaikan yang bertambah bagi ummat manusia, Pembaca, dan Penulis khususnya.

Surabaya, Juli 2015

Penyusun

# DAFTAR ISI

Halaman Judul	
Lembar Pengesahan	
<b>ABSTRAK</b> .....	i
<b>ABSTRACT</b> .....	iii
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	v
<b>DAFTAR ISI</b> .....	vi
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	x
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	xviii
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
I.1 Latar Belakang .....	I-1
I.2 Rumusan Masalah .....	I-8
I.3 Tujuan Penelitian .....	I-9
I.4 Manfaat Penelitian .....	I-9
I.5 Batasan Masalah.....	I-10
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA</b>	
II.1 Sistem Multi Input Multi Output (MIMO).....	II-1
II.2 Sistem Empat Tangki .....	II-5
II.3 Sistem Empat Tangki Modifikasi I .....	II-7
II.4 Analisis Interaksi.....	II-9
II.4.1 <i>Relative Gain Array</i> (RGA).....	II-9
II.4.2 Sifat-Sifat RGA .....	II-10

II.4.3 Interpretasi Harga Elemen RGA.....	II-12
II.5 <i>Controller</i> .....	II-15
II.5.1 <i>Proportional, Integral, and Differential (PID) Controller</i> .....	II-15
II.5.2 Internal Model Control .....	II-16
II.6 <i>Software NI LabVIEW</i> .....	II.21
II.7 Penelitian Terdahulu .....	II-25

### **BAB III METODOLOGI PENELITIAN**

III.1 Penggunaan Model Matematika dan Menetapkan Spesifikasi Sistem <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi I .....	III-2
III.2 Membuat Simulasi Proses Sistem <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi I dengan Menggunakan Software NI LabVIEW.....	III-4
III.3 Identifikasi Transfer Fungsi Menggunakan Metode <i>Step Test</i> .....	III-5
III.4 Analisis Interaksi Menggunakan Metode RGA ( <i>Relative Grain Array</i> ) dan Menentukan <i>Pairing Controller</i> .....	III-6
III.5 Menetapkan Parameter PID dengan Menggunakan Metode Ziegler-Nichols.....	III-9
III.6 Menetapkan Fungsi Transfer dan Parameter Pengendali IMC.....	III-9

III.7 Simulasi Sistem MIMO <i>Closed Loop</i> dengan Memberi Perubahan <i>Set Point</i> Level .....	III-10
III.8 Membandingkan Respon Pengendali PID dengan Pengendali IMC .....	III-10
<b>BAB IV HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN</b>	
IV.1 Dinamika Proses Sistem <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi I .....	IV-5
IV.2 Mendapatkan Transfer Fungsi dengan Metode <i>Step Test</i> .....	IV-10
IV.2.1 Fase Non-Minimum.....	IV-10
IV.2.2 Fase Minimum .....	IV-18
IV.3 Analisa Interaksi dengan Metode <i>Relative Gain Array</i> (RGA).....	IV-25
IV.4 <i>Tuning</i> Pengendali PID dan IMC .....	IV-27
IV.4.1 <i>Tuning</i> Pengendali PID .....	IV-27
IV.4.2 <i>Tuning</i> Pengendali IMC-Based PID .....	IV-28
IV.5 Membandingkan Hasil Pengendalian .....	IV-29
<b>BAB V KESIMPULAN DAN SARAN</b>	
V.I Kesimpulan.....	V-1
V.2 Saran .....	V-1
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>xix</b>
<b>DAFTAR NOTASI .....</b>	<b>xxi</b>
<b>APPENDIKS</b>	

## DAFTAR TABEL

Tabel IV.1	Parameter Desain <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi I	IV-1
Tabel IV.2	Parameter Ketika Sistem dalam Kondisi <i>Steady-State</i>	IV-7
Tabel IV.3	Hasil <i>Tuning</i> IMC-Based PID dengan $\tau_c = \theta$	IV-27
Tabel IV.4	Hasil <i>Tuning</i> IMC-Based PID dengan $\tau_c = \theta$	IV-29
Tabel IV.5	Hasil <i>Integral Absolute Error</i> (IAE) untuk Fase Non Minimum	IV-38
Tabel IV.6	Hasil <i>Integral Absolute Error</i> (IAE) untuk Fase Minimum	IV-38

## DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Struktur <i>Internal Model Control</i>	I-2
Gambar I.2	Skema Diagram Proses <i>Quadruple-</i>	I-4
Gambar I.3	<i>Tank</i>	I-6
Gambar I.4	Skema Diagram Proses <i>Quadruple-</i> <i>Tank</i> Modifikasi I	I-7
Gambar I.5	Proses <i>Quadruple-Tank</i> dengan	I-8
Gambar II.1	Tampilan Kontrol pada Komputer Tampilan <i>Software</i> NI LabVIEW Proses Multivariabel dengan Jumlah Variabel Manipulasi $n$ dan Jumlah Variabel Kontrol $n$	II-2
Gambar II.2	Proses Multivariabel 2x2	II-3
Gambar II.3	Block diagram pairing 1-1/2-2 untuk system pengendalian 2x2	II-4
Gambar II.4	Block diagram pairing 1-2/2-1 untuk system pengendalian 2x2	II-4
Gambar II.5	Peralatan <i>Quadruple-Tank</i>	II-6
Gambar II.6	Sistem Empat Tangki Modifikasi 1	II-8
Gambar II.7	Struktur IMC	II-17
Gambar II.8	Struktur Klasik <i>Feedback</i> (atas). Dengan Penambahan 2 Model Blok	II-17

	Dijadikan Bentuk Equivalen terhadap Struktur IMC (bawah)	
Gambar II.9	Jendela Depan LabVIEW dengan Berbagai Kontrol dan Indikator (NI, 2013)	II-22
Gambar II.10	Jendela Blok Diagram LabVIEW (NI, 2013)	II-23
Gambar II.11	Panel Kontrol LabVIEW (NI, 2013)	II-24
Gambar II.12	Panel Fungsi LabVIEW (NI, 2013)	II-24
Gambar II.13	Struktur <i>Multiloop</i> IMC	II-28
Gambar III.1	Diagram Alir Penelitian	III-2
Gambar III.2	Skema Proses <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi I	III-4
Gambar III.3	Blok Diagram Simulasi Sistem <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi I	III-5
Gambar IV.1	Sistem <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi 1 dengan Skala Sesuai Parameter	IV-2
Gambar IV.2	<i>Block Diagram</i> MIMO 4x4 Sistem <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi 1	IV-3
Gambar IV.3	<i>Block Diagram Openloop</i> Sistem <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi 1	IV-8
Gambar IV.4	<i>Block Diagram Closeedloop</i> Sistem <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi 1	IV-9



Gambar IV.5	Perubahan Aliran Masuk U1 pada Fase Non Minimum	IV-11
Gambar IV.6	Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan U1 pada Fase Non Minimum	IV-11
Gambar IV.7	Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan U1 pada Fase Non Minimum	IV-12
Gambar IV.8	Perubahan Aliran Masuk U2 pada Fase Non Minimum	IV-12
Gambar IV.9	Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan U2 pada Fase Non Minimum	IV-13
Gambar IV.10	Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan U2 pada Fase Non Minimum	IV-13
Gambar IV.11	Perubahan Aliran Panas Masuk Q1 pada Fase Non Minimum	IV-14
Gambar IV.12	Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan Q1 pada Fase Non Minimum	IV-14

Gambar IV.13	Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan Q1 pada Fase Non Minimum	IV-15
Gambar IV.14	Perubahan Aliran Panas Masuk Q2 pada Fase Non Minimum	IV-15
Gambar IV.15	Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan Q2 pada Fase Non Minimum	IV-16
Gambar IV.16	Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan Q2 pada Fase Non Minimum	IV-16
Gambar IV.17	Perubahan Aliran Masuk U1 pada Fase Minimum	IV-18
Gambar IV.18	Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan U1 pada Fase Minimum	IV-18
Gambar IV.19	Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan U1 pada Fase Minimum	IV-19
Gambar IV.20	Perubahan Aliran Masuk U2 pada Fase Minimum	IV-19

Gambar IV.21	Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan $U_2$ pada Fase Minimum	IV-20
Gambar IV.22	Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan $U_2$ pada Fase Minimum	IV-20
Gambar IV.23	Perubahan Aliran Panas Masuk $Q_1$ pada Fase Minimum	IV-21
Gambar IV.24	Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan $Q_1$ pada Fase Minimum	IV-21
Gambar IV.25	Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan $Q_1$ pada Fase Minimum	IV-22
Gambar IV.26	Perubahan Aliran Panas Masuk $Q_2$ pada Fase Minimum	IV-22
Gambar IV.27	Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan $Q_2$ pada Fase Minimum	IV-23
Gambar IV.28	Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan $Q_2$ pada Fase Minimum	IV-23

Gambar IV.29	Respon Ketinggian Tanki Karena Perubahan Set Point pada Fase Non Minimum dengan Pengendali IMC-Based PID	IV-30
Gambar IV.30	Respon Temperatur Tanki Karena Perubahan Set Point pada Fase Non Minimum dengan Pengendali IMC-Based PID	IV-30
Gambar IV.31	Perubahan Variabel Manipulasi Aliran Masuk Tangki pada Fase Non Minimum dengan Pengendali IMC-Based PID	IV-31
Gambar IV.32	Perubahan Variabel Manipulasi Aliran Panas Masuk Tangki pada Fase Non Minimum dengan Pengendali IMC-Based PID	IV-31
Gambar IV.33	Respon Ketinggian Tanki Karena Perubahan Set Point pada Fases Non Minimum dengan Pengendali PID Z-N	IV-32
Gambar IV.34	Respon Temperatur Tanki Karena Perubahan Set Point pada Fase Non	IV-32

Minimum dengan Pengendali PID Z-N

Gambar IV.35 Perubahan Variabel Manipulasi IV-33  
Aliran Masuk Tangki pada Fase Non  
Minimum dengan Pengendali PID Z-N

Gambar IV.36 Perubahan Variabel Manipulasi Panas IV-33  
Masuk Tangki pada Fase Non  
Minimum dengan Pengendali PID Z-N

Gambar IV.37 Respon Ketinggian Tanki Karena IV-34  
Perubahan Set Point pada Fase  
Minimum dengan Pengendali IMC-  
Based PID

Gambar IV.38 Respon Temperatur Tanki Karena IV-34  
Perubahan Set Point pada Fase  
Minimum dengan Pengendali IMC-  
Based PID

Gambar IV.39 Perubahan Variabel Manipulasi Aliran IV-35  
Masuk Tangki pada Fase Minimum  
dengan Pengendali IMC-Based PID

Gambar IV.40 Perubahan Variabel Manipulasi Panas IV-35  
Masuk Tangki pada Fase Minimum  
dengan Pengendali IMC-Based PID

- Gambar IV.41 Respon Ketinggian Tanki Karena IV-36  
Perubahan Set Point pada Fase  
Minimum dengan Pengendali PID ZN
- Gambar IV.42 Respon Temperatur Tanki Karena IV-36  
Perubahan Set Point pada Fase  
Minimum dengan Pengendali PID ZN
- Gambar IV.43 Perubahan Variabel Manipulasi Aliran IV-37  
Masuk Tangki pada Fase Minimum  
dengan Pengendali PID Z-N
- Gambar IV.44 Perubahan Variabel Manipulasi Panas IV-37  
Masuk Tangki pada Fase Minimum  
dengan Pengendali PID Z-N

## DAFTAR NOTASI

NOTASI	KETERANGAN	SATUAN
$K_c$	<i>Process gain</i>	-
$\tau_i$	<i>Time constant</i>	Detik
$\tau_c$	<i>Controller time</i>	Detik
$\tau$	<i>Time Constant</i>	Detik
$\theta$	<i>Time Delay</i>	Detik
U	Aliran air	m <sup>3</sup> /s atau L/s
h	Ketinggian	m, cm
T	Temperatur	K
$\rho$	Densitas	Kg/m <sup>3</sup>
C	Kapasitas panas	J/kg.K
g	Percepatan gravitasi	m/s <sup>2</sup>
t	Waktu	s
D	Diameter tanki	cm
d	Diameter pipa keluar tanki	cm
A	Luas alas tangki	cm <sup>2</sup>
a	Luasan pipa keluar	cm <sup>2</sup>
G	Gravitasi	cm/s <sup>2</sup>
$\Lambda$	Harga Relative Gain Array	-
$\gamma$	Rasio bukaan aliran	-

$k$	Konstanta pompa	-
$Q$	Panas	Joule
$\Delta y$	Perubahan Output	-
$\Delta M$	Perubahan Input	-
$AR$	<i>Amplitude Ratio</i>	-
$\phi$	<i>Phase Respon</i>	Derajat / Radian
$w$	Sudut fase	Derajat / Radian
$G_p$	Persamaan Transfer Fungsi	-
$W$	Konstanta persamaan dinamika proses	-



# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

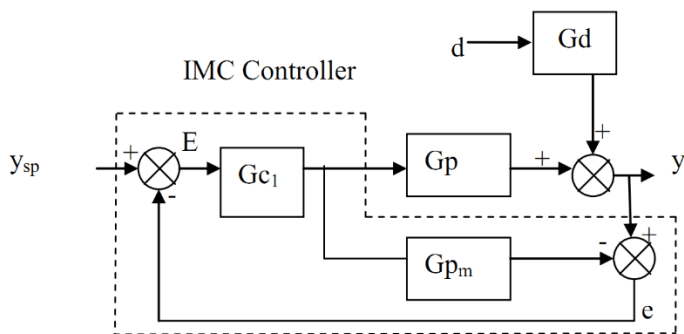
### **I.1 Latar Belakang**

Industri kimia terdiri dari banyak unit operasi. Unit operasi tersebut beroperasi pada kondisi tertentu yang berbeda-beda, yang sebelumnya telah ditetapkan untuk memenuhi proses yang diharapkan. Kondisi tersebut meliputi, suhu, ketinggian cairan, tekanan, kecepatan aliran, dan komposisi. Parameter-parameter kondisi tersebut saling berinteraksi dan memengaruhi, sehingga untuk mengontrol variabel pada salah satu parameter tersebut dapat dilakukan dengan memanipulasi variabel pada parameter yang lain.

Kebanyakan industri proses masih bergantung pada *single loop control* untuk mengatur semua proses. *Single loop control* terdiri dari satu variabel yang dikontrol (*output / controled variable*) dan satu variabel yang dimanipulasi (*input / manipulated variable*). Akan tetapi, permasalahan kontrol di industri sekarang ini biasa dijumpai dalam bentuk non-linear dan memiliki beberapa variabel kontrol (*multivariable control*). Oleh karena itu, *desain multivariable control menjadi permintaan besar dalam proses industri (Vijula, 2013).*

Untuk memenuhi kebutuhan tersebut terdapat sistem kontrol berbasis model. Sistem kontrol ini dikembangkan untuk mengatasi masalah-masalah di industri serta untuk mendapatkan performansi yang baik (Draeger, 1995). Salah satu sistem kontrol berbasis model adalah *Internal Model Control* (IMC).

*Internal Model Control* (IMC) adalah salah satu sistem kontrol berbasis model yang digagas oleh Garcia dan Morari pada tahun 1982. Struktur IMC ditunjukkan oleh Gambar I.1. IMC menggunakan eksplisit model serta kestabilan internal. Hal ini menunjukkan jika *plant* stabil, maka stabilitas pada respon proses dapat digaransi dengan menggunakan kontroler model akan stabil.



**Gambar I.1** Struktur *Internal Model Control*

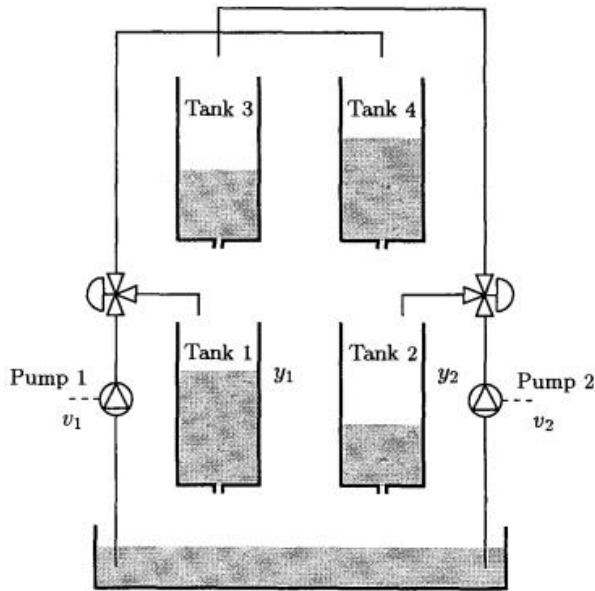
Dalam suatu proses kimia proses akan dikatakan stabil apabila telah memenuhi beberapa persyaratan, yakni:

1. *Regulatory Behavior* : variabel output proses akan tetap menuju *set point* walaupun *disturbance* yang bekerja tidak dapat dihitung.
2. *Servo Behavior* : perubahan pada *set point* berjalan cepat dan tidak radikal.
3. *Robustness* : performa kontrol yang stabil harus dijaga tetap pada perubahan struktur dan parametrik proses model inti.
4. Kemampuan untuk bekerja dengan baik pada setiap input dan keadaan.

Empat kriteria kestabilan untuk desain sistem kontrol diatas (sudah) sangat mudah dipahami dan diaplikasikan pada sistem yang memiliki variabel tunggal (SISO), akan tetapi pada sistem multi variabel (MIMO) situasi akan berubah menjadi sangat kompleks. Oleh karena itu perlu penelitian lebih lanjut mengenai masalah proses dengan multi variabel ini. Dari latar belakang di atas, kami mendapatkan sebuah ide untuk mendesain kontroler terutama sistem kontrol model internal (IMC) pada kondisi multi variabel.

*Quadruple-Tank* menjadi sistem patokan untuk menganalisa efek non-linear dalam sebuah proses multivariabel. Hal ini membantu merealisasikan sistem *multi loop* dalam industri. Proses *Quadruple-Tank* digunakan untuk mendemonstrasikan

efek interaksi dan keterbatasan performa serta menggambarkan kondisi dinamis dalam sistem kontrol multivariabel (Vijula, 2013). Johansson pada tahun 1999 mengajukan sebuah sistem proses *Quadraple-Tank*. Sistem tersebut mempersoalkan kontrol ketinggian cairan didasarkan pada empat tanki air yang saling berhubungan dan dua pompa.

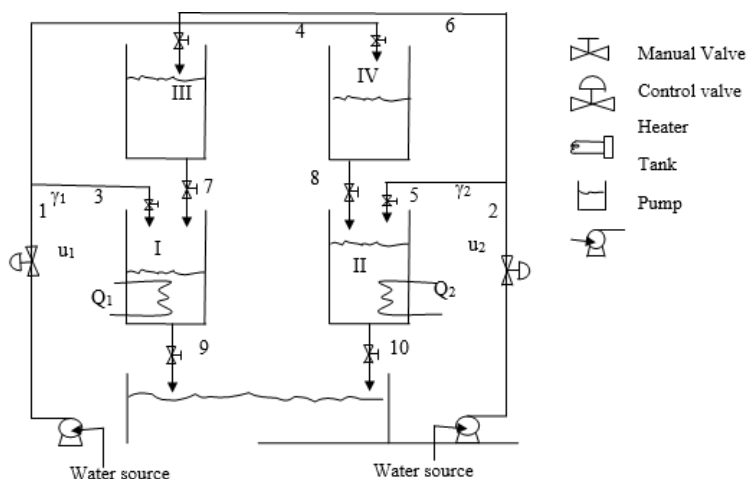


**Gambar I.2** Skema Diagram Proses *Quadraple-Tank*

Empat tangki yang berhubungan tersebut saling berinteraksi. Air yang dialirkan oleh kedua pompa diatur oleh valve kemudian masuk ke dalam masing-masing tangki. Bagian bawah setiap

tangki terdapat pipa yang mengalir ke bawah dan jatuh ke dalam tangki di bawahnya. Proses tersebut merupakan persoalan interaksi *Multi Input-Multi Output* (MIMO) 2x2. Sistem ini tidak memiliki keterlambatan waktu ukur. Sehingga untuk mewakili sistem yang biasanya memiliki keterlambatan waktu ukur dilakukan pengembangan (Juwari dkk, 2014). Pengembangan dilakukan dengan menambahkan panas (Q) pada tangki 1 dan tangki 2. Dengan demikian, variabel yang dikontrol adalah ketinggian cairan (tangki 1 dan 2) dengan valve dan suhu cairan (tangki 1 dan 2) dengan Q steam. Proses ini menghasilkan interaksi MIMO 4x4.

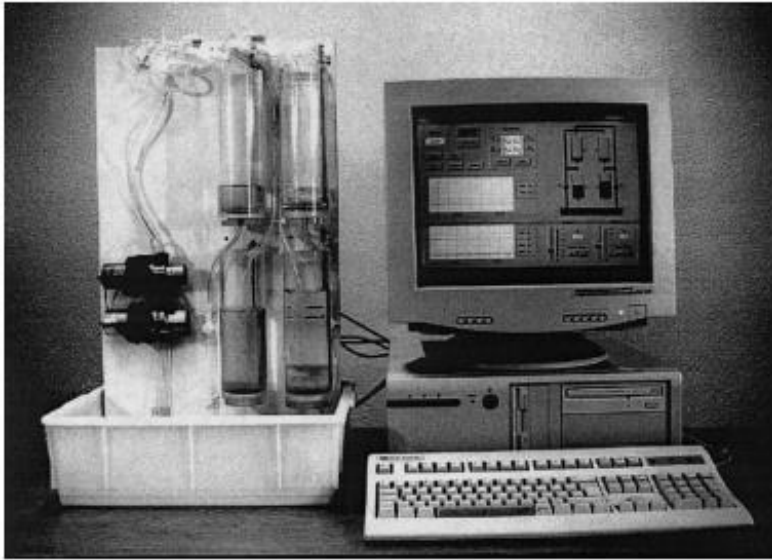
Dengan modifikasi ini, sistem *Quadruple-Tank* menjadi lebih kompleks. Kompleksitas sistem MIMO 4x4 ini dapat mewakili menara distilasi dan tangki reaksi. Untuk mempelajari kehandalan suatu kontrol untuk sistem yang kompleks dapat diwakili dengan sistem ini. Keunggulannya adalah sistem ini mudah dikembangkan secara fisik pada skala laboratorium dengan biaya operasi yang rendah dan aman. Cairan yang digunakan hanya air dan operasi terjadi pada temperatur relatif rendah (Juwari dkk, 2014). Pada penelitian ini, yang akan digunakan adalah sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I.



**Gambar I.3** Skema Diagram Proses *Quadruple-Tank* Modifikasi

I

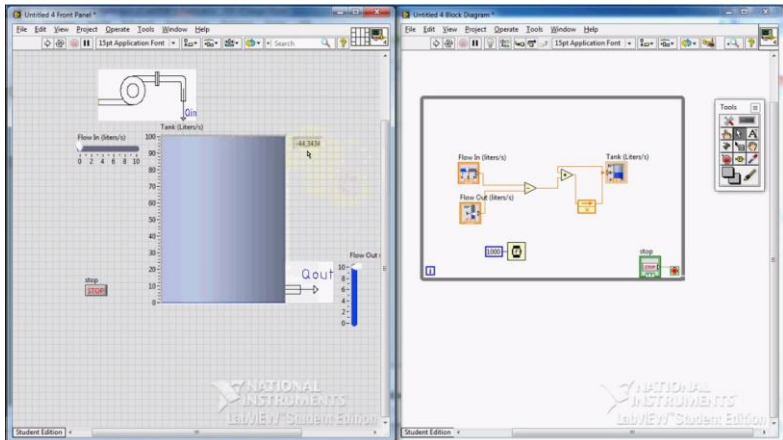
Penelitian tentang sistem *Quadruple-Tank* normal telah dilakukan dalam bentuk model matematika. Proses interaksi antar tangki tersebut dicari neraca massa, neraca energi, dan transfer fungsinya. Karl Henrik Johansson pada tahun 2000 telah melakukan penelitian dengan mendemonstrasikan model fisik *Quadruple-Tank* skala laboratorium. Model fisik ini dihubungkan dengan kontrol yang terintegrasi dengan tampilan komputer. Dengan ini, proses kontrol dan analisa dapat diilustrasikan dan diamati secara *real-time*.



**Gambar I.4** Proses *Quadruple-Tank* dengan Tampilan Kontrol pada Komputer

Sekarang ini telah ada perangkat lunak yang dapat menampilkan skema peralatan-peralatan pada industri umumnya. National Instruments (NI) LabVIEW dapat digunakan untuk membandingkan teori dan kondisi aktual pada peralatan elektronik dengan tampilan yang efektif. NI LabVIEW juga dapat digunakan untuk implementasi dan verifikasi desain sirkuit yang dibantu komputer (Oldenburg, 2004). Dengan tampilan pada komputer yang menunjukkan peralatan aslinya dan pengontrolan layaknya pada Simulink dapat membantu menjembatani

pemahaman antara teori dan aplikasi. Sistem interaksi MIMO 4x4 serta kontrol multivariabel pada proses *Quadruple-Tank* Modifikasi I akan lebih mudah dipahami dengan visualisasi tersebut.



**Gambar I.5** Tampilan *Software* NI LabVIEW

## I.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang tersebut, rumusan masalah penelitian ini adalah :

1. Bagaimana dinamika proses pada sistem *Quadruple-Tank* modifikasi I yang saling berinteraksi?
2. Bagaimana mensimulasikan sistem kontrol *Quadruple-Tank* modifikasi I pada *software* NI LabVIEW?



3. Bagaimana men-*tuning* parameter pengendali pada sistem *Quadruple-Tank* modifikasi I dengan menggunakan *controller* PID dan IMC?
4. Apakah sistem kontrol IMC memiliki hasil yang lebih baik dibandingkan dengan *controller* PID?

### **I.3 Tujuan Penelitian**

Tujuan yang akan dicapai pada penelitian ini adalah :

1. Mendapatkan dinamika proses pada sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I yang saling berinteraksi.
2. Mendapatkan tampilan simulasi sistem kontrol *Quadruple-Tank* Modifikasi I dengan *software* NI LabView.
3. Men-*tuning* parameter pengendali pada sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I dengan menggunakan *controller* PID dan IMC.
4. Mendapatkan perbandingan respon pada sistem kontrol PID dan IMC.

### **I.4 Manfaat Penelitian**

Penelitian ini diharapkan memiliki manfaat :

1. Mengetahui dinamika proses pada sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I.

2. Memahami sistem kontrol dan interaksi *Quadruple-Tank* Modifikasi I dengan tampilan simulasi pada *software* NI LabView.
3. Mengetahui cara *tuning* parameter pengendali pada sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I dengan menggunakan *controller* PID dan IMC.
4. Mengetahui perbandingan sistem kontrol PID dan IMC.

### **I.5 Batasan Masalah**

Untuk menghindari terlalu luasnya topik kontroler multi variabel, maka penelitian ini memiliki batasan :

1. Proses yang dipelajari adalah sistem empat tangki modifikasi I yang saling berinteraksi.
2. Model proses adalah sistem multivariabel 4x4.
3. Proses yang terjadi adalah fase non minimum ( $0 \leq \gamma_1 + \gamma_2 < 1$ ) dan fase minimum ( $1 < \gamma_1 + \gamma_2 \leq 2$ ).
4. Controler yang digunakan adalah *Proportional Integral Derivative* (PID) dan *Internal Model Control* (IMC).
5. Simulasi dengan menggunakan *software* NI LabVIEW.

## BAB II

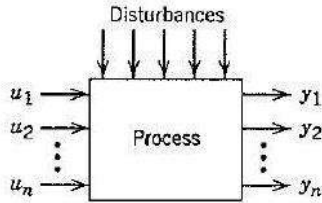
### TINJAUAN PUSTAKA

#### II.1 Sistem Multi-Input Multi-Output (MIMO)

Proses pada industri kimia harus dijaga pada kondisi sesuai desainnya, untuk mengamankan dan menghasilkan produk yang diinginkan. Namun bukan hal yang mudah untuk dapat mengontrol seluruh kondisi operasi agar dapat memenuhi hasil yang diharapkan. terutama dikarenakan adanya interaksi Antara variable yang dikontrol dimana pada banyak industry kimia memiliki interaksi (MIMO System), Multi Input Multi Output (Juwari dkk, 2014).

Skema yang menunjukkan sistem pengendalian MIMO dapat dilihat pada Gambar II.1, dimana asumsi yang diambil adalah jumlah variabel yang dikendalikan ( $Y$ ) sama dengan jumlah variabel yang dimanipulasi ( $U$ ). Sistem pengendalian MIMO lebih kompleks daripada sistem pengendalian *single input single output (SISO)*, karena adanya interaksi proses yang terjadi antara *controlled variable* dan *manipulated variable*. Umumnya, perubahan dari variabel yang dimanipulasi, misalkan  $U_1$ , akan mempengaruhi semua variabel yang dikendalikan  $Y_1, Y_2, \dots, Y_n$ . Karena ada interaksi proses, pemilihan konfigurasi pairing pengendali dari *controlled variable* dan *manipulated variable*

yang paling efektif untuk skema *multiloop control* menjadi semakin sulit. Untuk permasalahan pengendalian dengan  $n$  variabel yang dikendalikan dan yang dimanipulasi, maka ada  $n!$  kemungkinan konfigurasi *multiloop control* (Seborg dkk, 2004).



**Gambar II.1** Proses Multivariabel dengan Jumlah Variabel Manipulasi  $n$  dan Jumlah Variabel Kontrol  $n$

Sistem pengendali  $2 \times 2$  yang ditunjukkan oleh Gambar II.2, karena mempunyai 2 *controlled variable* dan 2 *manipulated variable*, maka memerlukan empat fungsi transfer proses untuk melengkapi karakteristik proses dinamik, yaitu:

$$\frac{Y_1(s)}{U_1(s)} = G_{11}(s) \quad \frac{Y_1(s)}{U_2(s)} = G_{12}(s) \quad (\text{II.1})$$

$$\frac{Y_2(s)}{U_1(s)} = G_{21}(s) \quad \frac{Y_2(s)}{U_2(s)} = G_{22}(s)$$

Dimana  $G_{ij}$  merupakan transfer fungsi yang menghubungkan variabel yang dimanipulasi  $U_i$  dengan variabel yang dikendalikan  $Y_j$ . Persamaan-persamaan simultan yang menghubungkan antara

input dengan output diatas dapat dinyatakan dalam bentuk sebagai berikut :

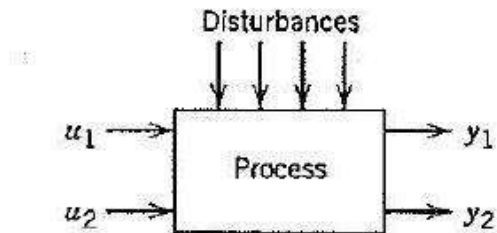
$$Y_1(s) = G_{11}(s)U_1(s) + G_{12}(s)U_2(s) \quad (\text{II.2})$$

$$Y_2(s) = G_{21}(s)U_1(s) + G_{22}(s)U_2(s)$$

Atau dapat ditulis dalam bentuk matriks seperti berikut :

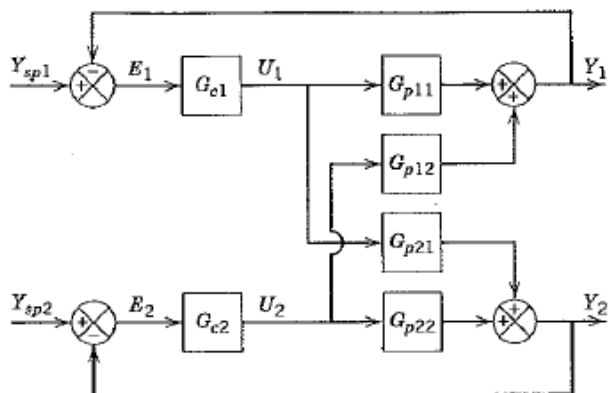
$$\begin{bmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (\text{II.3})$$

(Seborg dkk, 2004)

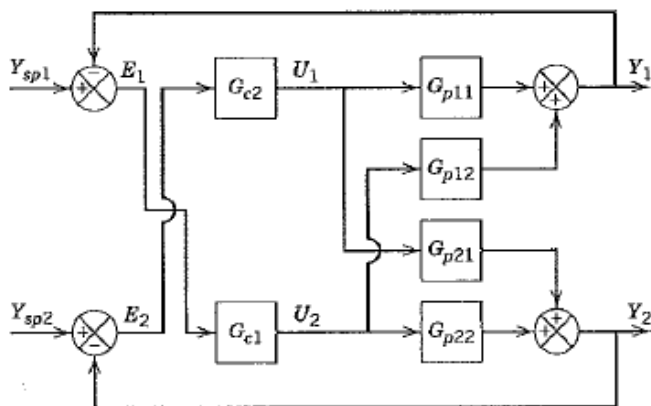


**Gambar II.2** Proses Multivariabel 2x2

Struktur pengendalian *closed loop* untuk sistem 2x2 mempunyai dua alternatif pairing seperti yang ditunjukkan pada Gambar II.3 dan II.4. Pairing pertama adalah pairing 1-1/2-2 sebagaimana pada Gambar II.3



**Gambar II.3** Blok diagram pairing 1-1/2-2 untuk sistem pengendalian 2x2

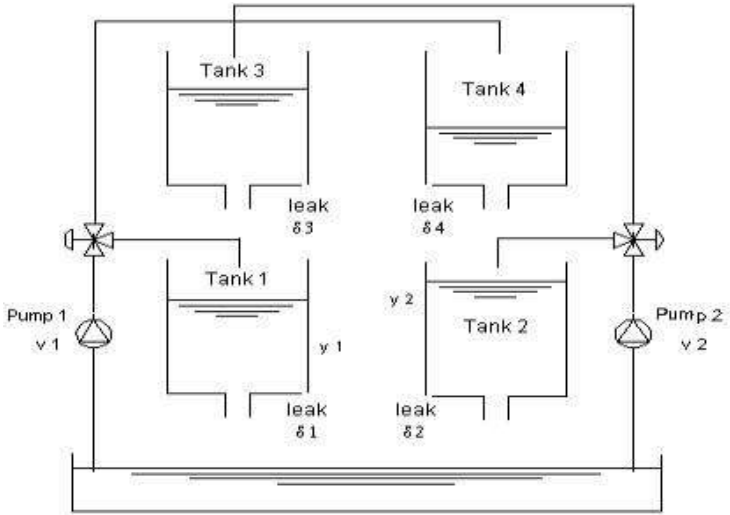


**Gambar II.4** Blok diagram pairing 1-2/2-1 untuk sistem pengendalian 2x2

Pada pairing 1-1/2-2, jika  $Y_1$  menyimpang dari *set point*-nya ( $Y_{sp1}$ ), maka *feedback* pengendali  $G_{c1}$ , akan melakukan aksi korektif dengan mengatur  $U_1$ , agar  $Y_1$  kembali pada  $Y_{sp1}$ . Tetapi  $U_1$  mempengaruhi  $Y_2$  melalui  $G_{21}$ , sehingga  $U_2$  menyimpang dari *set point*-nya ( $Y_{sp2}$ ). Maka *feedback* pengendali  $G_{c2}$  akan mengatur  $U_2$  untuk mengembalikan  $Y_2$  pada *set point*-nya  $Y_{sp2}$ . Perubahan pada  $U_2$  ini mempengaruhi  $Y_1$  melalui  $G_{12}$ , sehingga  $Y_1$  menyimpang dari *set point*-nya ( $Y_{sp1}$ ), dan  $G_{c1}$  akan mengatur  $U_1$ . Demikian seterusnya hingga dicapai *steady-state* yang baru (Seborg dkk, 2004).

## II.2 Sistem Empat Tangki

Salah satu contoh sistem pengendalian dengan dua *controlled variable* dan dua *manipulated variable* adalah pada sistem *quadruple tank* yang ditunjukkan pada gambar II.5 dibawah ini. Peralatan *quadruple tank* menggambarkan sebuah sistem multivariabel yang saling berinteraksi, yang dibangun dari dua proses tangki ganda biasa dengan sepasang valve untuk membagi aliran air dari pompa ke tangki yang berbeda, sistem ini dibuat untuk mengendalikan ketinggian air di kedua tangki bawah.



**Gambar II.5** Peralatan *Quadruple Tank*

Persamaan nonlinier dari proses *quadruple tank* diturunkan dari neraca massa dan persamaan Bernoulli untuk masing-masing tangki, yaitu:

$$A_i \frac{dh_i}{dt} = -a_i \sqrt{2gh_i} + q_{in} \quad (\text{II.4})$$

Dimana  $A_i$  adalah luasan tangki,  $h_i$  ketinggian air,  $a_i$  luasan lubang keluar,  $g$  percepatan gravitasi dan  $q_{in}$  aliran masuk ke tangki. Masing-masing pompa memberikan aliran sebanding ke sinyal pengendalian.

$$q_{pump_i} = k_i u_i \quad (\text{II.5})$$



Dimana  $k_i$  konstanta pompa. Aliran dari pompa dibagi sesuai dengan dua parameter  $\gamma_1, \gamma_2$ . Aliran ke tangki 1 adalah  $\gamma_1 k_1 u_1$  dan aliran ke tangki 4 adalah  $(1 - \gamma_1) k_1 u_1$ . Secara simetris, aliran ke tangki 2 adalah  $\gamma_2 k_2 u_2$  dan aliran ke tangki 3 adalah  $(1 - \gamma_2) k_2 u_2$ .

Ketinggian yang diukur adalah  $y_1 = h_1$  dan  $y_2 = h_2$ . Dengan menganggap aliran masuk dan keluar tangki secara simultan, dinamika dari proses *quadruple tank* dapat ditunjukkan dari persamaan dibawah ini:

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = -a_1 \sqrt{2gh_1} + a_3 \sqrt{2gh_3} + \gamma_1 k_1 u_1 \quad (\text{II.6})$$

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = -a_2 \sqrt{2gh_2} + a_4 \sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 \quad (\text{II.7})$$

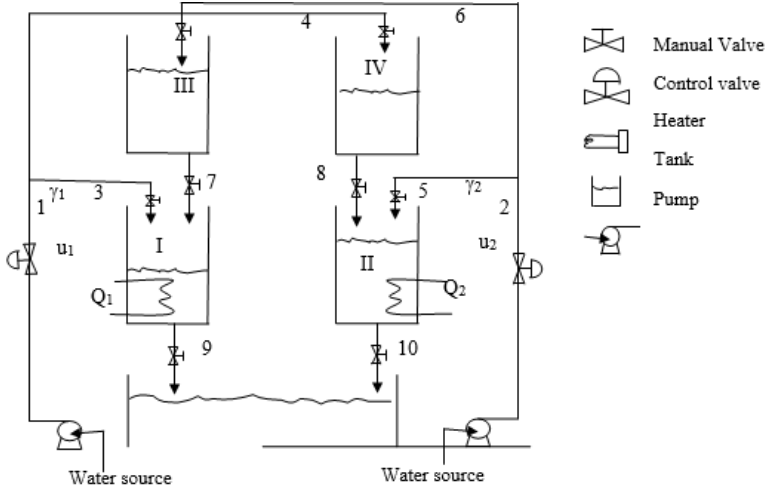
$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = -a_3 \sqrt{2gh_3} + (1 - \gamma_2) k_2 u_2 \quad (\text{II.8})$$

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = -a_4 \sqrt{2gh_4} + (1 - \gamma_1) k_1 u_1 \quad (\text{II.9})$$

### II.3 Sistem Empat Tangki Modifikasi I

Sistem empat tangki modifikasi I dilakukan dengan menambahkan pemanas di tangki 1 dan pemanas di tangki 2. Jika

temperature aliran masuk 1 dan temperature aliran masuk 2 berbeda maka akan didapatkan system asimetris (non-square).



**Gambar II.6** Sistem Empat Tangki Modifikasi 1

Neraca massa tangki 1 pada system empat tangki modifikasi 1 ditulis sebagai berikut:

$$A_1 \rho C \frac{d h_1 T_9}{dt} = W_3 C (T_3 - T_{ref}) + W_7 C (T_7 - T_{ref}) + Q_1 - W_9 C (T_9 - T_{ref})$$

$$A_1 \rho \left( h_1 \frac{dT_9}{dt} + T_9 \frac{dh_1}{dt} \right) = W_3 T_3 + W_7 T_7 + \frac{Q_1}{C} - (W_3 + W_7) T_9 \quad (II.10)$$

Dimana :

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = a_3 \sqrt{2gh_3} + \gamma_1 k_1 u_1 - a_1 \sqrt{2gh_1} \quad (II.11)$$

Persamaan II.11 dapat disederhanakan menjadi:

$$\begin{aligned} \frac{dT_9}{dt} = & \frac{\gamma_1 k_1 u_1 T_3}{A_1 \rho h_1} + \frac{a_3 T_7 \sqrt{2gh_3}}{A_1 \rho h_1} + \frac{Q_1}{A_1 \rho C h_1} - \frac{a_1 \sqrt{2g}}{A_1 \rho \sqrt{h_1}} T_9 - \\ & \frac{A_3}{A_1 F_3} \frac{T_9 h_3}{h_1} - \frac{\gamma_1 k_1}{A_1} \frac{u_1 T_9}{h_1} + \frac{T_9}{F_1} \end{aligned} \quad (\text{II.12})$$

Dimana :

$$W_3 = \gamma_1 k_1 u_1, \quad W_7 = a_3 \sqrt{2gh_3}, \quad W_9 = a_1 \sqrt{2gh_1}$$

Level pada tangki 1 dipengaruhi oleh aliran dari tangki 3 (U1 yang dimanipulasi) dan aliran 7 (U2 yang dimanipulasi). Sementara itu temperature tangki 1 (T9) dipengaruhi oleh T3, T7, dan Q<sub>1</sub>. Hal yang sama berlaku untuk tangki 2. Pada modifikasi 1 ini Q1 tidak memberikan pengaruh pada tangki 2.

## II.4 Analisis Interaksi

Kompleksitas dalam sistem pengendalian *multiloop* adalah karena adanya interaksi antar *loop* dalam proses yang dikendalikan. Salah satu metode analisis interaksi berdasarkan informasi *steady state* adalah dengan metode *Relative Gain Array* (RGA) (Luyben, W., 1989).

### II.4.1 Relative Gain Array (RGA)

*Relative Gain Array* (RGA) pertama kali dikenalkan oleh Bristol, dan menjadi metode pengukuran interaksi yang paling utama dan paling luas digunakan. Hal ini dikarenakan

perhitungan RGA mudah digunakan, hanya membutuhkan informasi *steady state gain* proses saja (Luyben, W., 1989). RGA merupakan *square matrix*  $\Lambda$  dengan elemen-elemen  $\lambda_{ij}$ , dimana  $\lambda_{ij}$  merupakan perbandingan *steady-state gain* antara variabel yang dikendalikan ke- $i$  dengan variabel yang dimanipulasi ke- $j$  ketika semua variabel term manipulasi lainnya konstan, dibagi dengan *steady state gain* antara kedua variabel tersebut diatas ketika semua variabel kontrol yang lain konstan (Luyben, W., 1989).

$$\lambda_{ij} = \frac{\text{Gain loop terbuka}}{\text{Gain loop tertutup}} \quad (\text{II.13})$$

Secara matematis, *relative gain* dinyatakan sebagai :

$$\lambda_{ij} = \frac{\left[ \left( \Delta H_i / \Delta U_j \right)_{\Delta U_k=0} ; k \neq j \right]}{\left[ \left( \Delta H_i / \Delta U_j \right)_{\Delta U_k=0} ; k \neq i \right]} \quad (\text{II.14})$$

#### II.4.2 Sifat-Sifat RGA

Beberapa sifat penting dari RGA yang berhubungan dengan pengendalian *loop* dalam sistem multivariabel antara lain :

1. Elemen RGA dalam tiap baris ataupun tiap kolom jika dijumlahkan bernilai 1.

$$\sum_{i=1}^n \lambda_{ij} = \sum_{j=1}^n \lambda_{ij} = 1$$

(II.15)

2.  $\lambda_{ij}$  adalah satuan tak berdimensi, oleh karena itu tidak ada harga mutlak dari *controlled variable* maupun *manipulated variable* yang mempengaruhi.
3. Nilai  $\lambda_{ij}$  adalah pengukuran interaksi *steady state* di *loop i* dalam sistem multivariabel, jika output  $Y_i$  dipairingkan dengan  $U_j$ .
4. Jika  $K_{ij}$  merupakan *gain loop* terbuka antara  $Y_i$  dan  $U_j$ , maka *gain loop* tertutup antara  $Y_i$  dan  $U_j$  adalah  $1/\tilde{K}_{ij}$  dimana  $\tilde{K}_{ij}$  adalah elemen dari transpose matriks dari inverse matriks  $\mathbf{K}$ . Sehingga elemen-elemen RGA dapat dinyatakan sebagai :

$$\lambda_{ij} = K_{ij}\tilde{K}_{ij} \quad (\text{II.16})$$

5. Jika  $\lambda_{ij}$  negatif, menunjukkan situasi *loop i* dengan semua *loop* terbuka, akan menghasilkan perubahan respon output  $Y_i$  dan input  $U_j$  berlawanan arah saat *loop* yang lain tertutup. Sedemikian hingga pairing input/output potensial untuk tidak stabil dan harus dihindari.

Ada dua cara yang digunakan dalam penghitungan RGA untuk sistem linier persegi yang memiliki fungsi transfer matriks  $G(s)$ , yaitu metode prinsip pertama dan metode matriks. Untuk metode matriks, jika  $K$  adalah matriks *gain steady state* dari fungsi transfer matriks  $G(s)$ ,

$$\lim_{s \rightarrow 0} G(s) = K \quad (\text{II.17})$$

dimana tiap elemennya adalah  $K_{ij}$ , dan jika  $R$  adalah matriks transpose dari inverse matriks gain *steady state*,

$$R = (K^{-1})^T \quad (\text{II.18})$$

dengan elemennya adalah  $r_{ij}$ . Sangat memungkinkan untuk menunjukkan tiap elemen RGA dapat ditentukan dari perkalian tiap elemen dua matriks ini.

$$\lambda_{ij} = K_{ij} * r_{ij} \quad (\text{II.19})$$

Untuk sistem pengendalian 2x2, *gain steady state* matriksnya adalah :

$$K = \begin{bmatrix} K_{11} & K_{12} \\ K_{21} & K_{22} \end{bmatrix} \quad (\text{II.20})$$

Dan dari perkalian tiap elemen dengan matriks transpose dari inverse matriks  $K$  didapatkan,

$$\lambda_{11} = \frac{1}{1 - \frac{K_{12}K_{21}}{K_{11}K_{22}}} \quad (\text{II.21})$$

$$\lambda_{11} = \frac{K_{11}K_{22}}{K_{11}K_{22} - K_{12}K_{21}} \quad (\text{II.22})$$

(Ogunnaike, B., 1994)

#### **II.4.3 Interpretasi Harga Elemen RGA**

Harmon Ray dan Babatunde Ogunnaike (1994) memberikan interpretasi fisik dari harga elemen-elemen *Relative Gain Array*,

dan penggunaannya untuk menentukan konfigurasi pengendalian dengan interaksi *loop* minimum. Ada lima klasifikasi yang dapat digunakan untuk menginterpretasikan harga elemen RGA yang berhubungan interaksi *loop*, antara lain :

1.  $\lambda_{ij} = 1$ , menunjukkan *gain loop* terbuka antara  $Y_i$  dan  $U_j$  identik dengan *gain loop* tertutup. Implikasinya, *loop i* tidak akan mengalami aksi balik dari *loop* yang lain ketika *loop-loop* tersebut ditutup, oleh karena itu  $U_j$  dapat mengatur  $Y_i$  tanpa dipengaruhi oleh *loop* yang lain. Sehingga pairing  $Y_i$  dan  $U_j$  akan ideal.
2.  $\lambda_{ij} = 0$ , menunjukkan *gain loop* terbuka antara  $U_j$  dan  $Y_i$  adalah nol. Artinya  $U_j$  tidak memiliki pengaruh langsung pada  $Y_i$ . Maka  $Y_i$  dan  $U_j$  tidak dapat dipairing, dan lebih baik  $U_j$  dipairing dengan output lainnya yang lebih menguntungkan, karena paling tidak  $Y_i$  akan terbebas dari interaksi *loop* ini.
3.  $0 < \lambda_{ij} < 1$ , menunjukkan *gain loop* terbuka antara  $U_j$  dan  $Y_i$  lebih kecil daripada *gain loop* tertutup. Karena *gain loop* tertutup adalah jumlah dari *gain loop* terbuka dari efek aksi balik dari *loop* lain, maka :
  - a. *Loop* dapat dipastikan berinteraksi, tetapi
  - b. Efek aksi balik dari *loop* lain memiliki arah yang sama dengan efek utama  $U_j$  terhadap  $Y_i$ .

Jika  $\lambda_{ij} = 0.5$ , efek utama  $U_j$  terhadap  $Y_i$  tepat sama dengan efek aksi balik yang timbul dari *loop* lain. Jika  $\lambda_{ij} > 0.5$ , efek aksi balik dari *loop* lain lebih kecil daripada efek utama  $U_j$  terhadap  $Y_i$ . Jika  $0 < \lambda_{ij} < 0.5$ , efek aksi balik dari *loop* lain lebih dominan dari pada efek utama  $U_j$  terhadap  $Y_i$ . Bila dimungkinkan pairing dengan  $\lambda_{ij} \leq 0.5$  harus dihindari.

4.  $\lambda_{ij} > 1$ , menunjukkan *gain loop* terbuka lebih besar daripada *gain loop* tertutup. Efek balik dari *loop* lain yang berinteraksi berlawanan arah dengan efek utama, dengan kata lain mereduksi *gain loop* ketika *loop-loop* lain tertutup, namun efek utama  $U_j$  terhadap  $Y_i$  masih lebih dominan. Jika  $\lambda_{ij}$  besar, maka *gain* pengendali pada *loop i* pada kondisi *loop* lain tertutup harus jauh lebih besar daripada kondisi *loop* terbuka. Sehingga *loop i* bisa tidak stabil ketika *loop* lain dibuka. Maka bila mungkin pairing dengan  $\lambda_{ij}$  yang besar harus dihindari.
5.  $\lambda_{ij} < 0$ , menunjukkan *gain loop* terbuka dan *gain loop* tertutup memiliki arah yang berlawanan. Efek aksi balik dari *loop* lain yang berinteraksi bukan hanya berlawanan arah dengan efek utama, namun juga lebih dominan. Ini menunjukkan situasi yang berbahaya, sebab jika *loop* ini terbuka maka *loop i* akan tidak stabil. Maka, pairing dengan  $\lambda_{ij}$  negatif harus dihindari.



Secara umum, harga  $\lambda_{ij}$  semakin mendekati nilai 1, maka respon  $Y_i$  pada kondisi *loop* terbuka pada kondisi *loop* tertutup perbedaannya akan semakin kecil. Artinya interaksi yang terjadi semakin kecil, sehingga metode RGA menganjurkan untuk memilih variabel-variabel yang memiliki harga elemen RGA yang positif dan mendekati 1 (Seborg dkk, 2004).

## **II.5 Controller**

### **II.5.1 Proportional Integral Derivative (PID) Controller**

Pengendali yang digunakan dalam sistem empat tangki yang saling berinteraksi pada penelitian ini adalah *Proportional Integral Derivative Controller*, satu-satunya strategi yang paling banyak diadopsi pada pengontrolan variabel proses di industri. Berdasarkan survey, 97% industri yang bergerak dalam bidang proses (seperti industri kimia, pulp, makanan, minyak dan gas) menggunakan PID sebagai komponen utama dalam pengontrolannya. Kepopuleran PID sebagai komponen kontrol proses dilatarbelakangi terutama oleh kesederhanaan struktur serta kemudahan dalam melakukan tuning parameter kontrolnya (Setiawan, 2008).

Pada umumnya pengendali PID ini menghasilkan *offset* yang lebih kecil dibandingkan dengan pengendali P tetapi memiliki *overshoot* yang cukup besar. Karena di dalam pengendali ini terdapat penambahan action yaitu (Seborg dkk, 2004):

$$p(t) = \bar{p} + K_c \left[ e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t^*) dt^* + \tau_D \frac{de(t)}{dt} \right]$$

Sehingga dihasilkan respons yang lebih mendekati set point.

Setting parameter pengendali didapatkan dengan menggunakan metode Ziegler Nichols dimana nilai parameter pengendali adalah (Seborg dkk, 2004):

$$K_c = 0,6K_{cu}$$

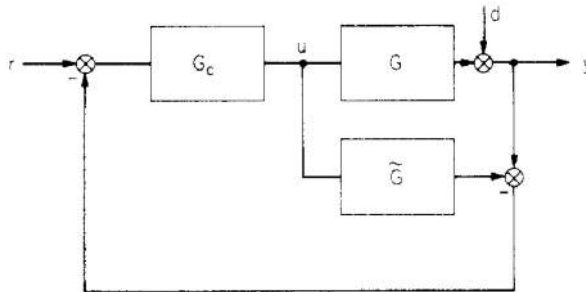
$$\tau_I = \frac{P_u}{2}$$

$$\tau_D = \frac{P_u}{8}$$

## II.5.2 Internal Model Control

Metode desain pengendali dengan metode IMC (*internal model control*) diprakarsai oleh Garcia dan Morari beserta rekannya. Metode IMC ini didasarkan pada asumsi model proses dan mengarahkan pada ekspresi analitis untuk mengatur parameter *controller* (Garcia dan Morari 1985).

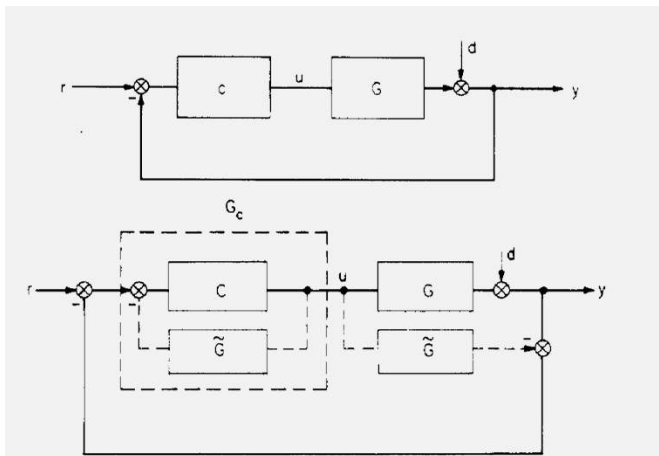
Struktur atau blok diagram untuk IMC ditunjukkan pada Gambar II.7, dimana  $G$ ,  $\hat{G}$ , dan  $G_c$  menunjukkan, berturut-turut, proses, model proses, dan *controller*.



**Gambar II.7** Struktur IMC

Jika disamakan seperti bentuk blok diagram *feedback controller* biasa, seperti pada Gambar II.8, maka :

$$C = (1 - G_c \tilde{G})^{-1} G_c \quad (\text{II.33})$$



**Gambar II.8** Struktur klasik *feedback* (atas). Dengan penambahan 2 model blok dijadikan bentuk equivalen terhadap struktur IMC (bawah)

Kesamaan pada 2 struktur tersebut menunjukkan bahwa apa yang bisa menggunakan *feedback controller* biasa, meliputi sistem pengendalian, pasti juga bisa menggunakan IMC begitu juga sebaliknya. Bagaimanapun juga, lebih mudah mendesain  $G$  daripada  $C$ , dimana  $C$  adalah controller pada sistem *feedback* biasa,. Hal tersebut didasarkan pada beberapa alasan dan semuanya dicakup dalam 3 properti dasar dari struktur IMC.

- a. **Stabilitas *Closed-Loop*.** Menganggap bahwa model dari suatu proses di suatu unit *perfect* atau sempurna ( $\check{G} = G$ ), stabilitas dari proses tersebut dan *controller* ditunjukkan dengan stabilitas *closed loop*. Persamaan II.30 dapat diterapkan sebagai parameter stabil dari *controller* klasik  $C$  dimana agar controller memenuhi spesifikasi desain.
- b. **“*Perfect*” *Control*.** Anggap bahwa fungsi transfer *controller*  $G_c = \check{G}^{-1}$  menghasilkan struktur IMC yang stabil, kontrol yang sempurna dapat dicapai, dan bisa mengatasi perubahan pada *set point* disamping *disturbance* dan eror dari pemodelan.
- c. **“*Offset-free*” *Control*.** Untuk nilai  $G_c$  sembarang dengan  $G_c(0) = \check{G}(0)^{-1}$  menghasilkan struktur IMC yang stabil, eror = 0 (control tanpa *off set*) jika *set point* dan *disturbance* konstan.

(Ogunnaike, B., 1994)

Properti ke-2 menyarankan penggunaan  $G_c = \tilde{G}^{-1}$  sebagai *controller* pada IMC model. akan tetapi, pilihan tersebut tidak bisa diterapkan karena 3 alasan berikut :

1. Ketika  $\tilde{G}$  memiliki *right half plane* (RHP) pada zeros, akar pada pembilang, maka  $\tilde{G}^{-1}$  memiliki RHP pada pole. Hal tersebut membuat sistem tidak stabil dan P1 dilanggar.
2. Ketika *time delay* terdapat dalam fungsi transfer  $\tilde{G}$  , prediksi elemen kontrol didasarkan pada nilai  $\tilde{G}^{-1}$  , perwujudan elemen kontrol tersebut tidak bisa dilakukan.
3. Penggunaan  $\tilde{G}^{-1}$  sebagai *controller* akan menghasilkan nilai *gain* yang tinggi.

(Morari, 1986)

Sehingga digunakan prosedur berikut untuk mencari parameter desain *controller* dengan metode IMC :

1. Ditetapkan bahwa fungsi transfer model proses dinyatakan sebagai  $\tilde{G}$
2. Memfaktorkan menjadi  $\tilde{G}_-$  dan  $\tilde{G}_+$ . *Dead time* dan RHP zeros dimasukkan dalam  $\tilde{G}_-$ .
3. Mendesain *controller* dari IMC dengan rumus  $G_c = \tilde{G}_-^{-1}f$  , dimana  $f$  filter lewatan rendah (*low pass filter*) dengan nilai *gain*,  $K = 1$ .  $f$  memiliki nilai berikut :

$$f = \frac{1}{(\tau_c s + 1)^r} \quad (\text{II.34})$$

Dimana  $\tau_c$  adalah parameter tuning sesuai pengguna.

4. Mentransform fungsi transfer IMC  $G_c(s)$  ke bentuk *controller*  $K(s)$  sebagaimana struktur pengendali *feedback* konvensional.

$$K(s) = G_c(1 - \tilde{G}G_c) \quad (\text{II.35})$$

(Cheng-Ching Yu, 2006)

Nilai  $r$  pada  $f$  biasanya digunakan  $r = 1$ .

(Seborg dkk, 2004)

Pemilihan nilai  $\tau_c$  merupakan keputusan kunci dalam desain pengendali berdasarkan model proses. Secara umum, naiknya nilai  $\tau_c$  menghasilkan pengendali yang lebih konservatif atau kurang sensitif karena nilai  $K_c$  turun ketika nilai  $\tau_c$  naik. Beberapa pedoman dalam penentuan nilai  $\tau_c$  sebagai berikut :

1.  $\tau_c/\theta > 0,8$  dan  $\tau_c > 0,1\tau$  (Rivera)
2.  $\tau > \tau_c > \theta$  (Chien dan Fruehauf)
3.  $\tau_c > \theta$  (Skogestad)

(Seborg dkk, 2004)

## II.6 Software NI LabVIEW

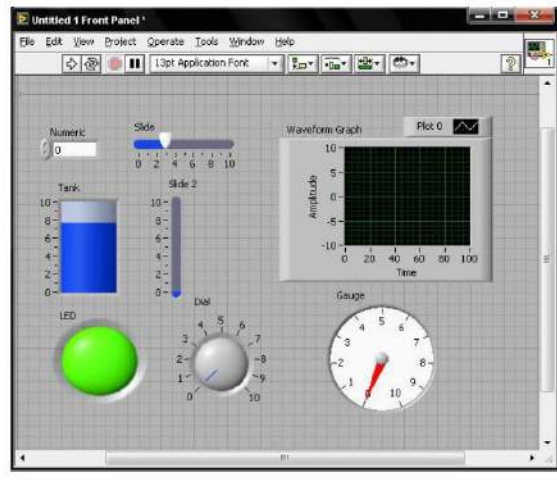
LabVIEW (Laboratory Virtual Instrumentation Engineering Workbench) merupakan software grafis untuk instrumentasi,

desain sistem, dan *signal processing*. *Add-on toolkit Control Design and Simulation* (CDSim) pada LabVIEW dapat digunakan untuk melakukan simulasi sistem dinamik (Edgar dkk, 2004).

Komponen-komponen dalam program LabVIEW meliputi, jendela depan (*front panel*), blok diagram, panel kontrol dan panel fungsi (NI, 2013).

- Jendela Depan (Front Panel)

Jendela depan merupakan halaman antarmuka dari LabVIEW. Jendela depan digunakan untuk berinteraksi dengan pengguna saat program dijalankan. Pengguna dapat mengatur program, mengganti masukan data dan melihat data yang masuk secara waktu nyata. Jendela depan dibangun dengan kontrol dan indikator, kontrol meliputi knop, tombol, dan dial. Indikator adalah grafik, LED, dan lainnya.

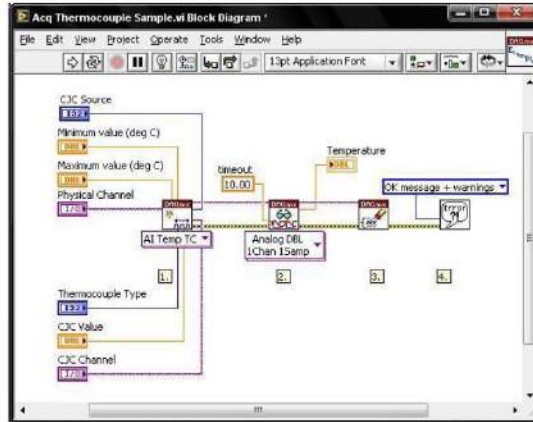


**Gambar II.9** Jendela depan LabVIEW dengan berbagai kontrol dan indikator (NI, 2013)

- Blok Diagram

Blok diagram berisi kode grafik. Objek dari jendela depan muncul pada blok diagram sebagai sambungan dan blok diagram juga berisi fungsi dan struktur dari librari LabVIEW.

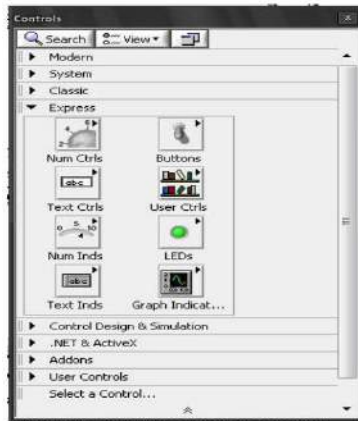




**Gambar II.10** Jendela Blok Diagram LabVIEW (NI, 2013)

- Panel Kontrol

Panel kontrol digunakan untuk meletakkan kontrol dan indikator pada jendela depan. Panel kontrol hanya tersedia untuk jendela depan. Panel ini akan muncul secara otomatis saat menjalankan program LabVIEW.



**Gambar II.11** Panel Kontrol LabVIEW (NI, 2013)

- Panel Fungsi

Panel Fungsi digunakan untuk membangun blok diagram.

Panel fungsi hanya terdapat pada jendela blok diagram



**Gambar II.12** Panel Fungsi LabVIEW (NI, 2013)

## II.7 Penelitian Terdahulu

Johansson dkk (1999) menjelaskan bahwa peralatan *quadruple tank* dirancang untuk menggambarkan beragam konsep dalam pengendalian multivariabel. Secara khusus menunjukkan batasan hasil dalam perancangan pengendalian multivariabel. Proses ini memiliki *multivariable zero* yang secara langsung berhubungan dengan posisi kedua *valve*, dimana posisinya diberikan oleh parameter  $\gamma_1, \gamma_2 \in (0,1)$ . Pada paper ini menunjukkan bahwa  $\gamma_1 + \gamma_2$  menentukan lokasi zero, sehingga jika  $\gamma_1 + \gamma_2 < 1$  sistem dalam fase non minimum dan  $\gamma_1 + \gamma_2 > 1$  sistem dalam fase minimum. Hasil pembagian dari  $\gamma_1/\gamma_2$  memberikan arah zero. Proses *quadruple tank* sangat baik untuk menunjukkan pengaruh *coupling* dan batasan hasil dalam sistem pengendalian multivariabel.

Rusli dkk (2004) menjelaskan peralatan empat tangki berhubungan, digunakan untuk menggambarkan pengaruh dari dinamika variasi waktu, perubahan tanda *steady state gain*. Penelitiannya menunjukkan bahwa untuk peralatan empat tangki yang digunakan memberikan beberapa hal penting yang diabaikan dalam sebagian besar pengendalian proses.

1. Pengaruh dari dinamika variasi waktu harus dipertimbangkan ketika merancang sistem pengendalian untuk proses multivariabel.

2. Tanda *steady state gain* yang harus selalu dipertimbangkan ketika merancang sistem pengendalian untuk proses multivariabel.
3. Penyebab dari kelakuan dinamika yang tidak diharapkan dalam *loop* pengendalian yang lebih lemah daripada asumsi semula.
4. Dalam kondisi yang sama, *full decoupling* dapat menunjukkan hasil yang lebih jelek daripada *partial decoupling*.
5. *Decoupling control* mempunyai kemungkinan untuk memberikan gangguan pada sistem.
6. Pengaruh *hysteresis* harus dipertimbangkan ketika menyelesaikan permasalahan pengendalian.

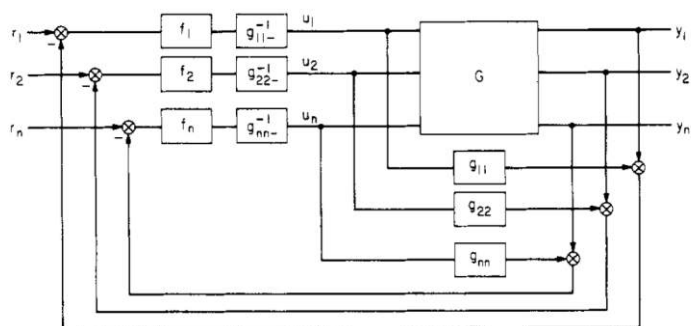
Pemahaman ini diperlukan untuk memilih struktur pengendalian multivariabel yang tepat dan menentukan apakah permasalahan pengendalian dapat diselesaikan dengan *tuning* pengendali yang lebih baik, struktur pengendalian yang berbeda, perubahan perancangan proses atau perubahan kondisi operasi.

Nurman dan Dody (2006) menjelaskan peralatan empat tangki yang saling berinteraksi digunakan untuk menggambarkan pengaruh dari dinamika variasi ketinggian awal tiap tangki dan rasio bukaan pipa. Penelitian ini bertujuan untuk menganalisa interaksi yang terjadi pada fase non minimum, fase zero, dan fase minimum dengan variabel ketinggian awal tiap tangki dan rasio

bukaan pipa. Kemudian menentukan konfigurasi pairing yang terbaik dengan menggunakan *tuning* dengan *decoupling control* maupun tanpa *decoupling control*.

Rifqi dan Andi (2006) menjelaskan sistem empat tangki yang beintraksi digunakan untuk menggambarkan pengaruh sistem linier dan sistem nonlinier pada pengendalian proses. Variabel yang digunakan adalah sistem dibagi menjadi tiga fase yaitu fase non minimum, fase zero, dan fase minimum. Setiap fase digunakan untuk membandingkan antara sistem nonlinier dan sistem linier. *Controller* yang digunakan adalah *P-Only*, PID, dan MPC.

Garcia dan Morari (1986) menjelaskan secara garis besar, struktur untuk multiloop pada IMC dikemukakan dengan cara memilih fungsi transfer *controller*  $G_c$  dan model proses yang digunakan,  $\tilde{G}$  berupa matriks fungsi transfer. Gambar II.9 menunjukkan blok diagram yang menggambarkan struktur multiloop IMC.

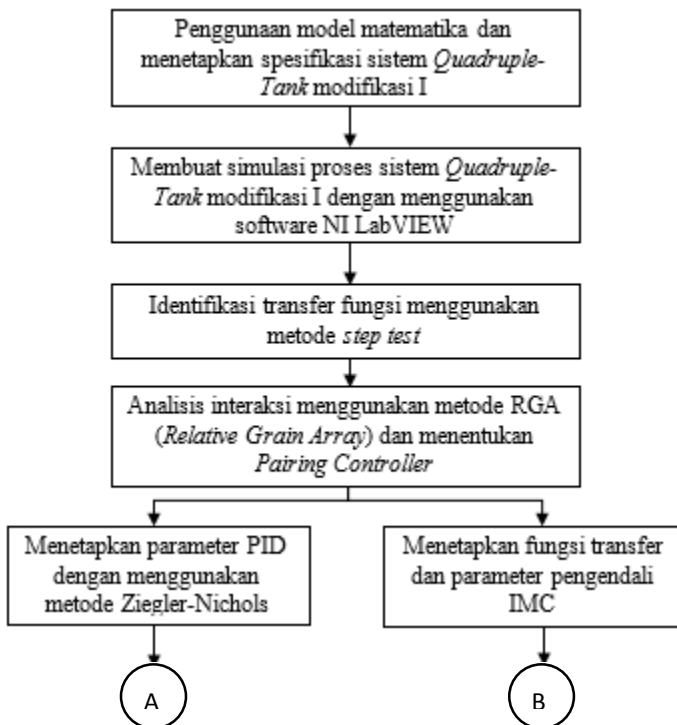


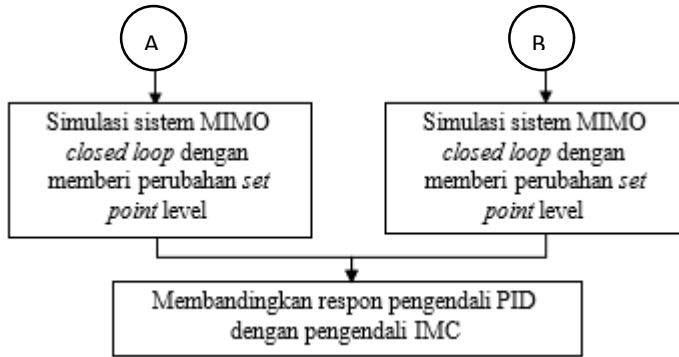
**Gambar II.13** Struktur *Multiloop* IMC

### BAB III

## METODOLOGI PENELITIAN

Tahapan penelitian dalam menyelesaikan topik masalah yang diambil dapat dijelaskan dan diterangkan melalui diagram alir penelitian berikut:





**Gambar 3.1** Diagram Alir Penelitian

### III.1 Penggunaan Model Matematika dan Menetapkan Spesifikasi Sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I

Persamaan model matematika yang digunakan pada penelitian ini ialah permodelan sistem *Quadruple-Tank* modifikasi I yang diusulkan oleh Juwari dkk (2013) sebagai berikut :

Persamaan neraca massa dinamis tangki 1 :

$$\frac{dh_1}{dt} = \frac{a_3\sqrt{2gh_3}}{A_1} + \frac{\gamma_1 k_1 u_1}{A_1} - \frac{a_1\sqrt{2gh_1}}{A_1} \quad (3.1)$$

Persamaan neraca massa dinamis tangki 2 :

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{a_4\sqrt{2gh_4}}{A_2} + \frac{\gamma_2 k_2 u_2}{A_2} - \frac{a_2\sqrt{2gh_2}}{A_2} \quad (3.2)$$

Persamaan neraca massa dinamis tangki 3 :



$$\frac{dh_3}{dt} = \frac{(1 - \gamma_2)k_2u_2}{A_3} - \frac{a_3\sqrt{2gh_3}}{A_3} \quad (3.3)$$

Persamaan neraca massa dinamis tangki 4 :

$$\frac{dh_4}{dt} = \frac{(1 - \gamma_1)k_1u_1}{A_4} - \frac{a_4\sqrt{2gh_4}}{A_4} \quad (3.4)$$

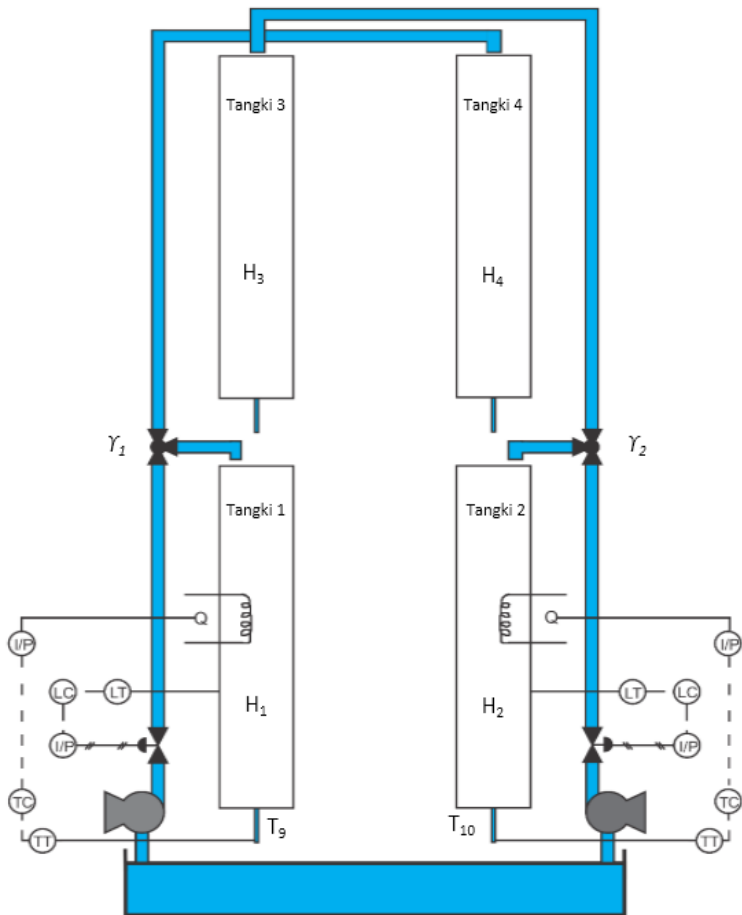
Persamaan neraca energi dinamis tangki 1 :

$$\begin{aligned} \frac{dT_9}{dt} = & \frac{\gamma_1k_1u_1T_3}{A_1h_1} + \frac{a_3\sqrt{2gh_3}T_7}{A_1h_1} + \frac{Q_1}{A_1\rho Ch_1} - \frac{a_1\sqrt{2gh_1}T_9}{A_1h_1} \\ & - \frac{T_9}{h_1} \frac{dh_1}{dt} \end{aligned} \quad (3.5)$$

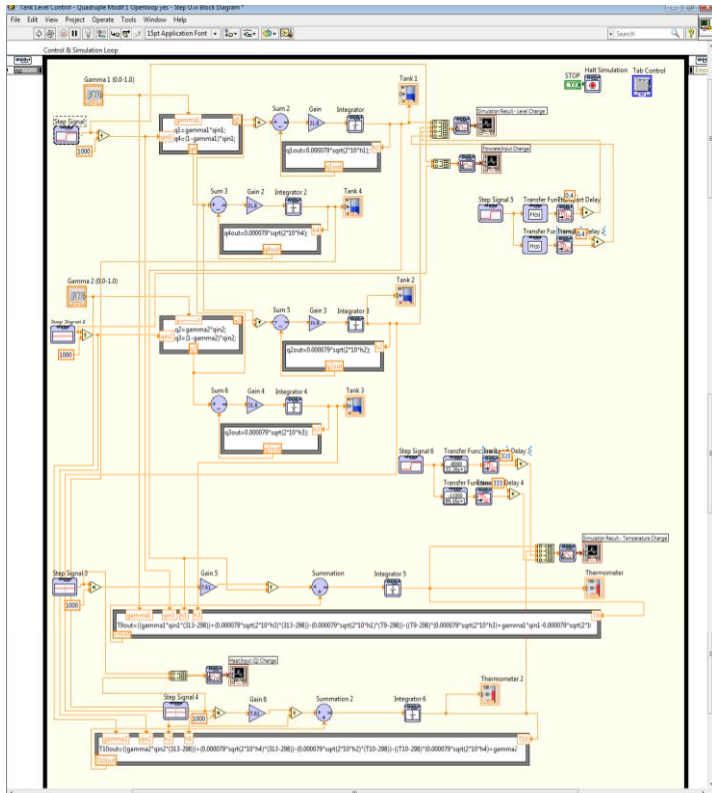
Persamaan neraca energy dinamis tangki 2 :

$$\begin{aligned} \frac{dT_{10}}{dt} = & \frac{\gamma_2k_2u_2T_5}{A_2h_2} + \frac{a_4\sqrt{2gh_4}T_8}{A_2h_2} + \frac{Q_2}{A_2\rho Ch_2} - \frac{a_2\sqrt{2gh_2}T_{10}}{A_2h_2} \\ & - \frac{T_{10}}{h_2} \frac{dh_2}{dt} \end{aligned} \quad (3.6)$$

### III.2 Membuat Simulasi Proses Sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I dengan Menggunakan Software NI LabVIEW



**Gambar 3.2** Skema Proses *Quadruple-Tank* Modifikasi I



**Gambar 3.3** Blok Diagram Simulasi Sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I

### III.3 Identifikasi Transfer Fungsi Menggunakan Metode *Step Test*

Identifikasi fungsi transfer dengan *Step Test* variabel input flowrate  $U_1$  pada fase non-minimum ( $\gamma_1 = \gamma_2 = 0,4$ ) dan fase minimum ( $\gamma_1 = 0,6$ ;  $\gamma_2 = 0,4$ ) dilakukan pada  $t = 1000 \text{ s}$ .

Sundaresan dan Khrisnaswamy (1978) mengusulkan  $t_1$  dan  $t_2$  untuk memperkirakan kurva respon step. Kedua waktu tersebut bernilai 35.3% dan 85.3% terhadap waktu respon yang dibutuhkan mencapai keadaan *steady* yang baru. Sehingga *time delay* dan *time constant* dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\theta = 1.3t_1 - 0.29t_2 \quad (3.7)$$

$$\tau = 0.67(t_2 - t_1) \quad (3.8)$$

Kemudian menghitung nilai  $K_{ij}$  menggunakan persamaan :

$$K_{ij} = \frac{\Delta \text{variabel output steady}}{\Delta \text{variabel input steady}} \quad (3.9)$$

Sehingga diperoleh persamaan fungsi transfer dalam bentuk FOPTD :

$$Gp_{ij} = \frac{K_{ij}e^{-\theta_{ij}}}{\tau_{ij}s + 1} \quad (3.10)$$

(Seborg dkk, 2004)

#### **III.4 Analisis Interaksi Menggunakan Metode RGA (*Relative Grain Array*) dan Menentukan *Pairing Controller***

Bristol (1966) mengembangkan pendekatan sistematis untuk analisa masalah pengendalian multivariabel proses. Pendekatannya

hanya membutuhkan informasi *steady-state* (gain proses matriks  $K$ ) dan menyediakan dua informasi penting, yaitu:

1. Mengukur interaksi proses
2. Merekomendasikan *pairing* yang paling efektif Antara variabel kontrol dan manipulasi.

Untuk proses yang stabil, nilai gain *steady-state* masing-masing  $Gp_{ij}$  dengan persamaan berikut:

$$K_{ij} = Gp(0) = \lim_{s \rightarrow 0} Gp(s) \quad (3.11)$$

$$K = \begin{bmatrix} K_{11} & K_{12} & 0 & 0 \\ K_{21} & K_{22} & 0 & 0 \\ K_{31} & K_{32} & K_{33} & 0 \\ K_{41} & K_{42} & 0 & K_{44} \end{bmatrix} \quad (3.12)$$

Untuk proses dengan dimensi yang lebih tinggi, nilai RGA dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$\Lambda = K \otimes H \quad (3.13)$$

dimana  $\otimes$  notasi Schur produk (perkalian antar elemen):

$$\lambda_{ij} = K_{ij}H_{ij} \quad (3.14)$$

$K_{ij}$  adalah elemen  $(i, j)$  dari matriks  $K$ , dan  $H_{ij}$  adalah elemen  $(i, j)$  dari matriks  $H = (K^{-1})^T$ ; sehingga  $H_{ij}$  merupakan elemen dari transpose invers matriks  $K$ . Oleh karenanya, persamaan untuk matriks RGA menjadi  $\Lambda = K \otimes (K^{-1})^T$ .

$$\Lambda = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} & 0 & 0 \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} & 0 & 0 \\ \lambda_{31} & \lambda_{32} & \lambda_{33} & 0 \\ \lambda_{41} & \lambda_{42} & 0 & \lambda_{44} \end{bmatrix} \quad (3.15)$$

Berdasarkan analisa RGA, ada lima kemungkinan *pairing*, yaitu:

1.  $\lambda = 1$ . Pada keadaan ini, *open-loop* dan *closed-loop gain* Antara  $y_1$  dan  $u_1$  identik. Sehingga membuka atau menutupnya loop 2 tidak berpengaruh pada loop 1.
2.  $\lambda = 0$ . Pada keadaan ini, *open-loop gain*  $y_1$  dan  $u_1$  bernilai nol. Sehingga  $u_1$  tidak memiliki interaksi terhadap  $y_1$ . sehingga  $u_1$  sebaiknya dipasangkan dengan  $y_2$ .
3.  $0 < \lambda < 1$ . Dalam range ini, interaksi antara kedua loop paling tinggi ketika  $\lambda = 0.5$ .
4.  $\lambda > 1$ . Pada keadaan ini, menutup loop kedua akan mengurangi gain Antara  $y_1$  dan  $u_1$ . Sehingga terjadi interaksi loop. Seiring dengan meningkatnya  $\lambda$ , tingkat interaksi juga meningkat dan paling besar terjadi ketika  $\lambda \rightarrow \infty$ . Ketika nilai  $\lambda$  sangat besar, tidak mungkin mengontrol kedua output secara independen.
5.  $\lambda < 1$ . Ketika  $\lambda$  bernilai negatif, membuka atau menutup loop 2 memiliki efek berlawanan pada perilaku loop 1.

Rekomendasi : pasangkan variabel kontrol dan variabel manipulasi yang memiliki nilai positif dan mendekati nilai satu sedekat mungkin (Seborg dkk, 2004).

### III.5 Menetapkan Parameter PID dengan Menggunakan Metode Ziegler-Nichols

Menggunakan *tuning* yang diusulkan oleh Ziegler dan Nichols (1942) sebagai berikut :

	$Kc$	$\tau_I$	$\tau_D$
PI	$0,45Kcu$	$\frac{Pu}{1,2}$	-
PID	$0,6Kcu$	$\frac{Pu}{2}$	$\frac{Pu}{8}$

dengan menghitung nilai  $Pu$  dan  $Kcu$  terlebih dahulu dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\tau = \frac{Pu}{2\pi} \tan \left[ \frac{\pi(Pu - 2\theta)}{Pu} \right]$$

$$\tau = \frac{Pu}{2\pi} \sqrt{(KKcu)^2 - 1}$$
(3.16)

### III.6 Menetapkan Fungsi Transfer dan Parameter Pengendali IMC

Metode IMC dapat digunakan untuk menurunkan aturan pengendali PID untuk bermacam-macam model fungsi transfer. Chien dan Fruehauf (1990) menurunkan persamaan setting parameter untuk PI dan PID menggunakan IMC sebagai berikut:

- Untuk pengendali PI

$$KcK = \frac{\tau}{\tau_c + \theta}; \tau_I = \tau \quad (3.17)$$

- Untuk pengendali PID

$$KcK = \frac{\tau + \frac{\theta}{2}}{\tau_c + \frac{\theta}{2}}; \tau_I = \tau + \frac{\theta}{2}; \tau_d = \frac{\tau\theta}{2\tau + \theta} \quad (3.17)$$

Dengan menggunakan pendekatan Skogestad (2003)  $\tau_c = \theta$  (Seborg dkk, 2004).

### **III.7 Simulasi Sistem MIMO *Closed Loop* dengan Memberi Perubahan *Set Point* Level**

Simulasi MIMO secara bergantian menggunakan tuning pada langkah 5 dan langkah 6 menggunakan software NI LabVIEW dengan memberi perubahan set point level.

### **III.8 Membandingkan Respon Pengendali PID dengan Pengendali IMC**

Respon hasil simulasi untuk masing-masing pengendali dievaluasi dengan menggunakan *Integral Absolute Error* (IAE).



## BAB IV

### HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan dinamika proses pada sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I yang saling berinteraksi, mendapatkan tampilan simulasi sistem kontrol *Quadruple-Tank* Modifikasi I dengan *software* NI LabVIEW, *men-tuning* parameter pengendali pada sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I dengan menggunakan *controller* PID dan IMC, serta mendapatkan perbandingan respon pada sistem kontrol IMC dan PID.

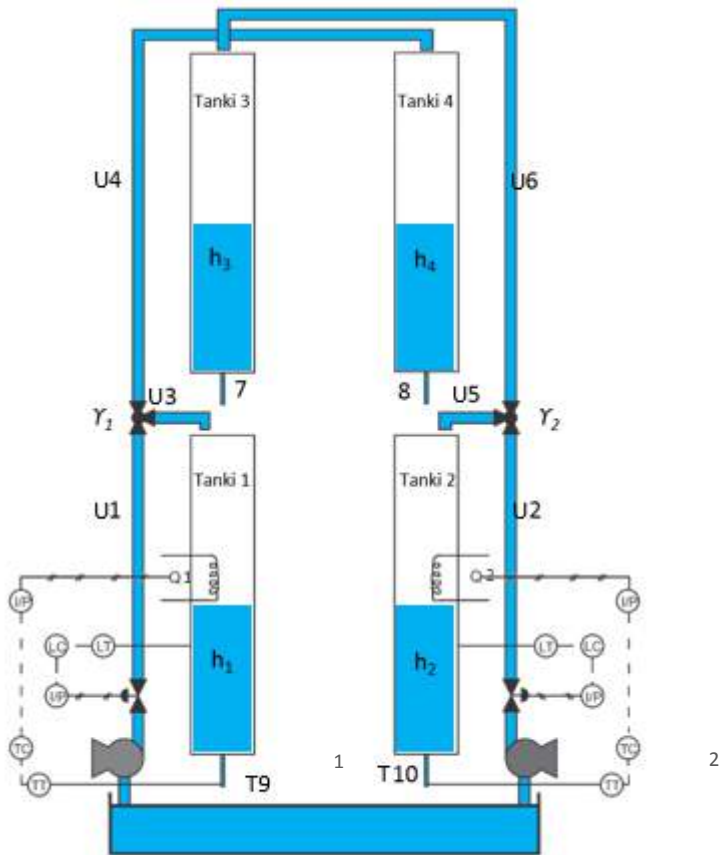
Pada sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I ditentukan parameter-parameternya. Hal ini ditunjukkan oleh Tabel IV.1. Sistem ini divariasikan pada fase yang berbeda, yakni untuk fase non minimum ( $\gamma_1=0,4$  dan  $\gamma_2=0,4$ ) serta fase non minimum ( $\gamma_1=0,6$  dan  $\gamma_2=0,6$ ) (Vijula dkk, 2013). Gamma satu ( $\gamma_1$ ) menunjukkan rasio aliran menuju tanki bawah ( $U_3$ ) terhadap rasio aliran satu ( $U_1$ ), sementara  $\gamma_2$  menunjukkan rasio aliran  $U_5$  terhadap  $U_2$ .

**Tabel IV.1** Parameter Desain *Quadrupel-Tank* Modifikasi 1

Besaran	Nilai
$D_1 = D_2 = D_3 = D_4$	20 cm

$A_1 = A_2 = A_3 = A_4$	0,0314 m <sup>2</sup>
$d_1 = d_2 = d_3 = d_4$	1 cm
$a_1 = a_2 = a_3 = a_4$	0,0000786 m <sup>2</sup>
$h_T$	1 m
$\bar{h}_1 = \bar{h}_2 = \bar{h}_3 = \bar{h}_4$	0,4
$k_1 = k_2$	1
$T_{U1} = T_{U2}$	313 K
$T_1^o = T_2^o = T_3^o = T_4^o$	313 K
$\bar{T}_1 = \bar{T}_2 = \bar{T}_3 = \bar{T}_4$	333 K
$P$	1000 kg/m <sup>3</sup>
$C$	4181 J/kg.K
$G$	10 m/s <sup>2</sup>

Sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi 1 terdiri dari 4 tanki yang saling berinteraksi. Air pada suhu 40°C (313 K) dialirkan dari bak penampung dengan pompa menghasilkan aliran 1 ( $U_1$ ) dan aliran 2 ( $U_2$ ). Sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi 1 ditunjukkan oleh Gambar IV.1.

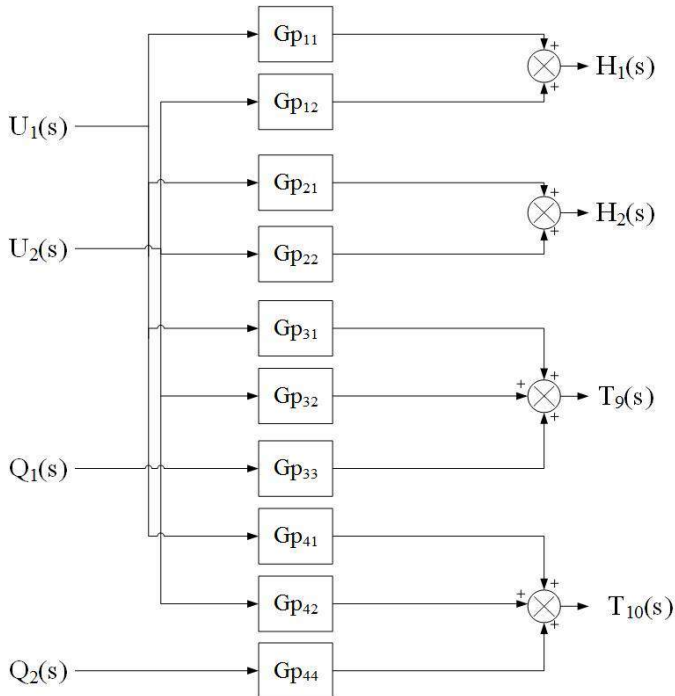


**Gambar IV.1** Sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi 1 dengan  
Skala Sesuai Parameter

Dari aliran 1 dan aliran 2, aliran dibagi menjadi dua dengan *T-valve* (*splitter* aliran). Aliran 1 ( $U_1$ ) menjadi aliran 3 ( $U_3$ ) dan aliran 4 ( $U_4$ ) serta aliran 2 ( $U_2$ ) menjadi aliran 5 ( $U_5$ ) dan aliran 6

( $U_6$ ). Variabel yang dikontrol adalah ketinggian air pada tanki satu ( $h_1$ ) dan tanki dua ( $h_2$ ) serta temperatur pada aliran 9 ( $T_9$ ) dan aliran 10 ( $T_{10}$ ). Sementara variabel yang dimanipulasi adalah  $U_1$ ,  $U_2$ ,  $Q_1$  (panas masuk ke tank 1), dan  $Q_2$  (panas masuk ke tank 2). Pada sistem ini, massa jenis liquida (air) dianggap konstan dengan  $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$ .

Blok diagram sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi 1 dapat dilihat pada gambar IV.2 berikut.



**Gambar IV.2** Block Diagram Sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi 1

#### IV.1 Dinamika Proses Sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi 1

Dari skema, persamaan yang digunakan dalam Quadruple-Tank Modifikasi 1 adalah persamaan non linier yang berasal dari neraca massa dan persamaan Bernoulli untuk masing-masing tangki.

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = -a_1\sqrt{2gh_1} + a_3\sqrt{2gh_3} + \gamma_1 k_1 u_1 \quad (4.1)$$

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = -a_2\sqrt{2gh_2} + a_4\sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 \quad (4.2)$$

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = -a_3\sqrt{2gh_3} + (1 - \gamma_2)k_2 u_2 \quad (4.3)$$

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = -a_4\sqrt{2gh_4} + (1 - \gamma_1)k_1 u_1 \quad (4.4)$$

Dimana  $A_i$  adalah luasan tangki,  $h_i$  ketinggian air,  $a_i$  luasan lubang keluar,  $g$  percepatan gravitasi dan  $q_{in}$  aliran masuk ke tangki. Masing-masing pompa memberikan aliran sebanding ke sinyal pengendalian.

$$q_{pump_i} = k_i u_i \quad (4.5)$$

Dimana  $k_i$  konstanta pompa. Aliran dari pompa dibagi sesuai dengan dua parameter  $\gamma_1, \gamma_2$ . Aliran ke tangki 1 adalah  $\gamma_1 k_1 u_1$  dan aliran ke tangki 4 adalah  $(1 - \gamma_1)k_1 u_1$ . Secara simetris, aliran ke tangki 2 adalah  $\gamma_2 k_2 u_2$  dan aliran ke tangki 3 adalah  $(1 - \gamma_2)k_2 u_2$ .

Sementara neraca energi didapatkan khusus untuk dinamika temperatur pada tanki 1 dan tank 2. Persamaannya diturunkan dari perubahan Q pada tanki 1 dan tanki 2.

$$A_1 \rho C \frac{d h_1 \cdot T_9}{dt} = W_3 \rho C (T_3 - T_{ref}) + W_7 \rho C (T_7 - T_{ref}) + Q_1 - W_9 \rho C (T_9 - T_{ref}) \quad (4.6)$$

$$A_2 \rho C \frac{d h_2 \cdot T_{10}}{dt} = W_5 \rho C (T_5 - T_{ref}) + W_8 \rho C (T_8 - T_{ref}) + Q_2 - W_{10} \rho C (T_{10} - T_{ref}) \quad (4.7)$$

Dimana,

$$W_3 = \gamma_1 k_1 u_1$$

$$W_7 = a_3 \sqrt{2gh_3}$$

$$W_9 = a_1 \sqrt{2gh_1}$$

$$W_5 = \gamma_2 k_2 u_2$$

$$W_8 = a_4 \sqrt{2gh_4}$$

$$W_{10} = a_2 \sqrt{2gh_2}$$

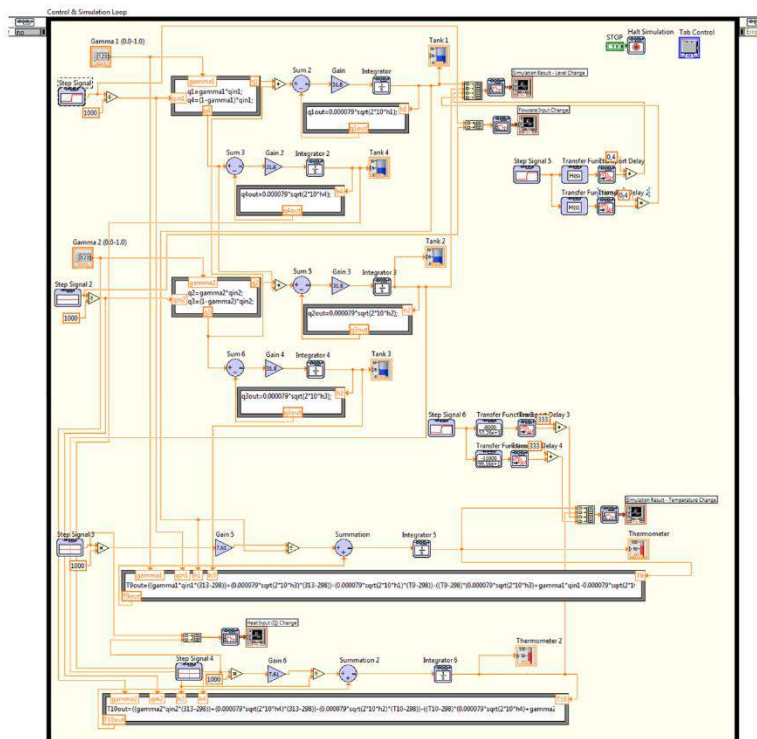
Dengan sistem yang telah ditentukan. Berdasarkan data sebelumnya kemudian ditentukan variabel-variabel *steady state*. Hal ini ditunjukkan oleh Tabel IV.2.

**Tabel IV.2** Parameter Ketika Sistem dalam kondisi *Steady State*

Besaran	Fase Non Minimum ( $\gamma_1=0,4$ dan $\gamma_2=0,4$ )	Fase Minimum ( $\gamma_1=0,7$ dan $\gamma_2=0,6$ )
$\bar{U}_1$	0,000223445 m <sup>3</sup> /s	0,000148156 m <sup>3</sup> /s
$\bar{U}_2$	0,000223445 m <sup>3</sup> /s	0,000296311 m <sup>3</sup> /s
$\bar{Q}_1$	18684, J	18684, J
$\bar{Q}_2$	18684, J	18684, J

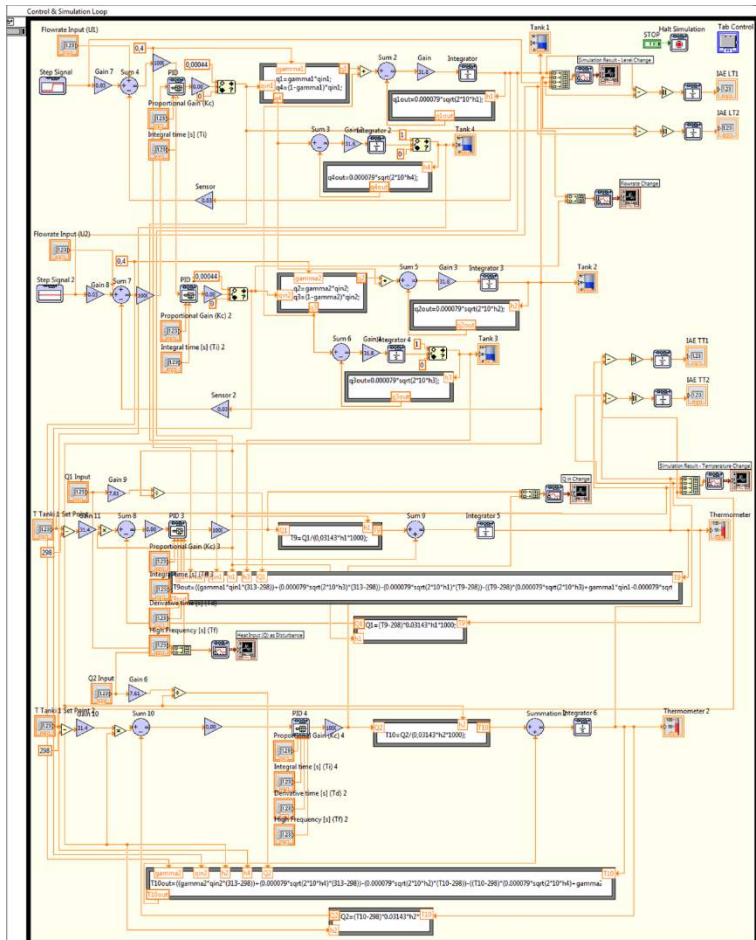
Berdasarkan dinamika tersebut, dibuatlah program simulasi sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi 1 menggunakan software NI LabVIEW. Program divariasi sesuai dengan parameter serta sistem *openloop* dan *closedloop*.

Program dibuat dengan memasukkan persamaan diferensial neraca massa dan neraca energi. Digunakan *block* “*integrator* “ untuk memproses tiap perubahan terhadap waktu. Sehingga, meskipun persamaan yang didapat non linier dapat disimulasikan. Keunggulan dari program LabVIEW ini kita dapat melihat perubahan kenaikan-penurunan ketinggian tangka secara *real-time* seperti pada kondisi fisik nyata. Akan tetapi, perlu diperhatikan lebih cermat untuk mendesain program agar mendekati sesuai dengan kondisi nyata.



**Gambar IV.3** *Block Diagram Openloop Sistem Quadruple-Tank Modifikasi 1*





**Gambar IV.4** Block Diagram Closeedloop Sistem Quadruple-Tank Modifikasi 1

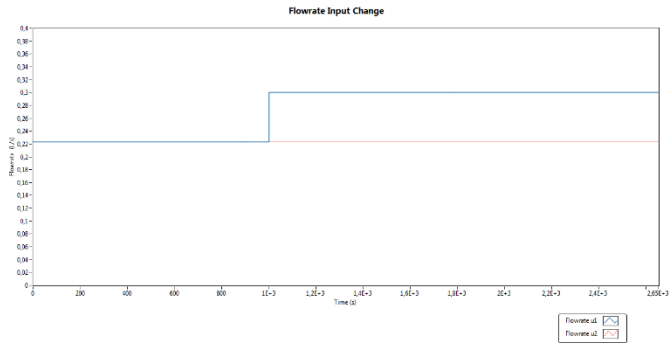
## IV.2 Mendapatkan Transfer Fungsi dengan Metode *Step Test*

Setelah didapatkan program sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi 1, model transfer fungsi sistem tersebut dicari dengan *step test*. *Step test* dilakukan ketika sistem dalam kondisi *steady state*, kemudian pada  $t=1000s$  diberikan *disturbance* dengan merubah *input signal*. Input signal yang dirubah adalah  $U_1$ ,  $U_2$ ,  $Q_1$ , dan  $Q_2$ . Analisa dilakukan untuk baik fase Minimum maupun fase Non-Minimum. Pada kedua fase tersebut matriks transfer fungsi MIMO 4x4-nya adalah sebagai berikut.

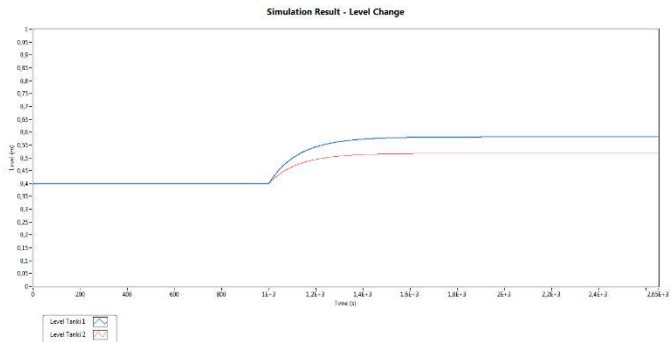
$$\begin{bmatrix} h_1(s) \\ h_2(s) \\ T_9(s) \\ T_{10}(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Gp_{11} & Gp_{12} & 0 & 0 \\ Gp_{21} & Gp_{22} & 0 & 0 \\ Gp_{31} & Gp_{32} & Gp_{33} & 0 \\ Gp_{41} & Gp_{42} & 0 & Gp_{44} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \\ Q_1(s) \\ Q_2(s) \end{bmatrix} \quad (4.8)$$

### IV.2.1 Fase Non Minimum

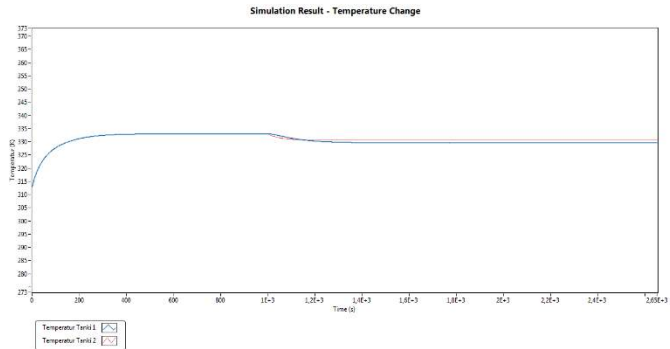
Step test dilakukan untuk system *Quadruple-Tank* Modifikasi 1 dengan  $\gamma_1=0,4$  dan  $\gamma_2=0,4$ . Yang pertama adalah merubah aliran masuk  $U_1$  dari  $0,000223445 \text{ m}^3/\text{s}$  menjadi  $0,0003 \text{ m}^3/\text{s}$ . Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar  $0,0000765 \text{ m}^3/\text{s}$ .



**Gambar IV.5** Perubahan Aliran Masuk  $U_1$  pada Fase Non Minimum

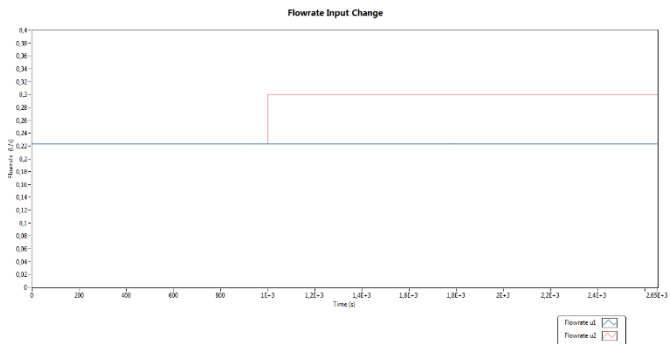


**Gambar IV.6** Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan  $U_1$  pada Fase Non Minimum

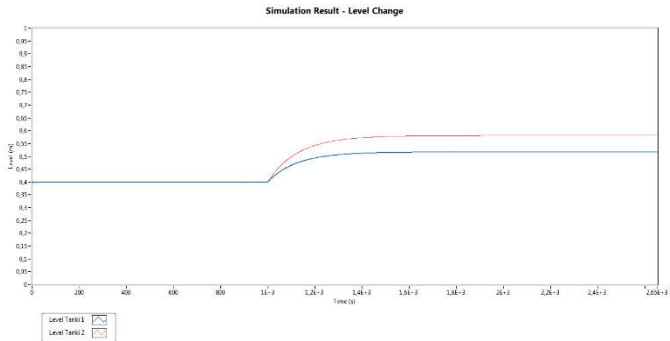


**Gambar IV.7** Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan  $U_1$  pada Fase Non Minimum

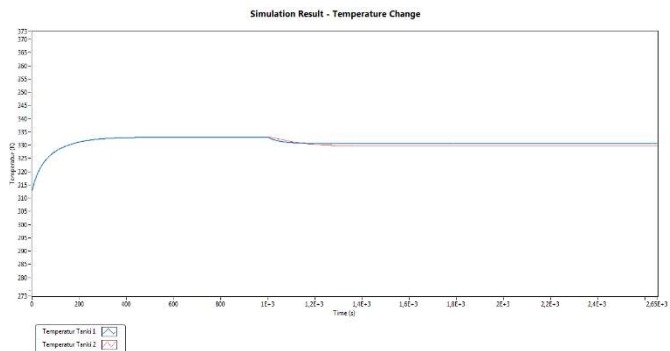
Yang kedua adalah merubah aliran masuk  $U_2$  dari  $0,000223445 \text{ m}^3/\text{s}$  menjadi  $0,0003 \text{ m}^3/\text{s}$ . Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar  $0,0000765 \text{ m}^3/\text{s}$ .



**Gambar IV.8** Perubahan Aliran Masuk  $U_2$  pada Fase Non Minimum

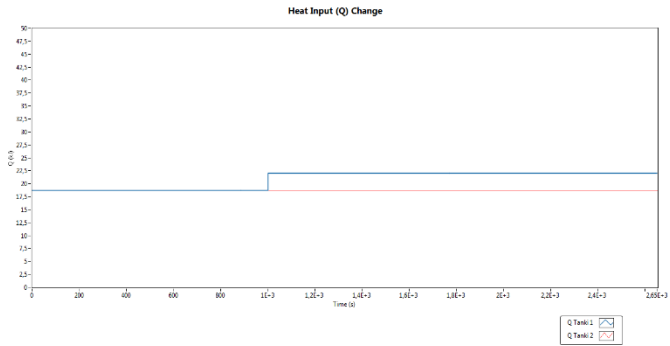


**Gambar IV.9** Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan  $U_2$  pada Fase Non Minimum

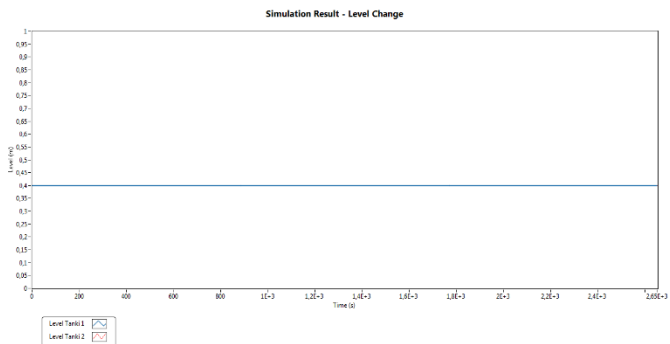


**Gambar IV.10** Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan  $U_2$  pada Fase Non Minimum

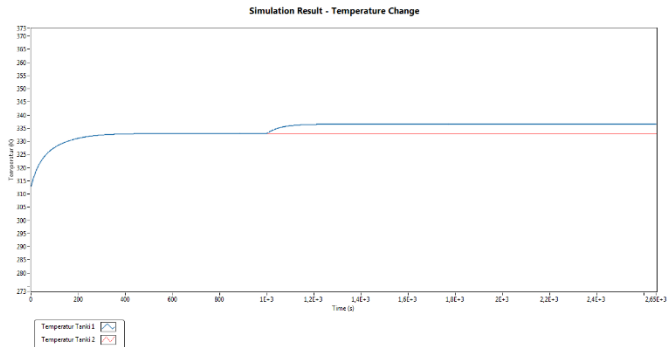
Yang ketiga adalah merubah panas masuk tanki 1,  $Q_1$  dari 18684,5 Joule menjadi 25000 Joule. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar 6315,5 Joule.



**Gambar IV.11** Perubahan Aliran Panas Masuk  $Q_1$  pada Fase Non Minimum

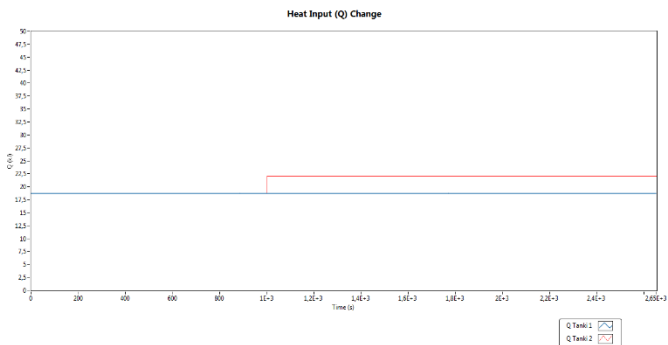


**Gambar IV.12** Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan  $Q_1$  pada Fase Non Minimum

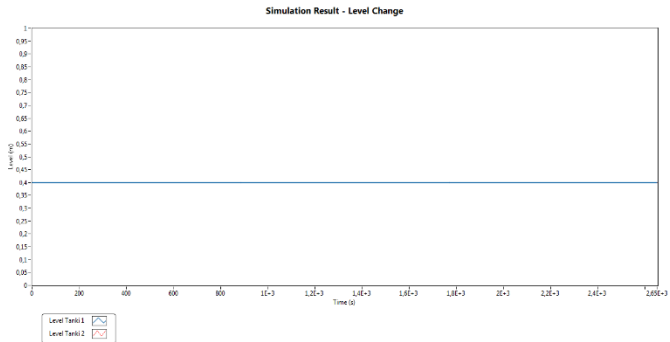


**Gambar IV.13** Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan  $Q_1$  pada Fase Non Minimum

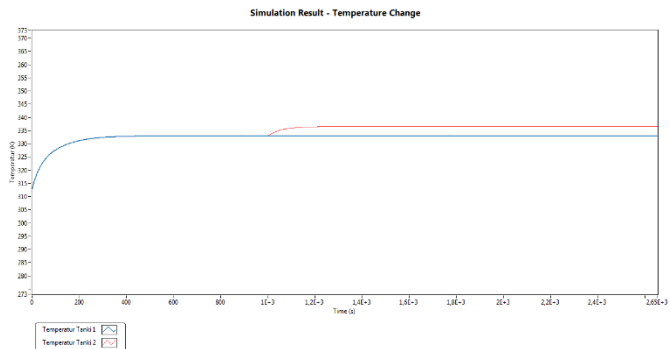
Yang keempat adalah merubah panas masuk tanki 2,  $Q_2$  dari 18684,5 Joule menjadi 25000 Joule. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar 6315,5 Joule.



**Gambar IV.14** Perubahan Aliran Panas Masuk  $Q_2$  pada Fase Non Minimum



**Gambar IV.15** Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan  $Q_2$  pada Fase Non Minimum



**Gambar IV.16** Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan  $Q_2$  pada Fase Non Minimum

Dari respon tersebut kemudian dicari model transfer fungsinya. Model transfer fungsi didekati dengan FOPTD (*First Order Plus Time Delay*) dengan



$$Gp(s) = \frac{Ke^{-\theta}}{\tau s + 1} \quad (4.9)$$

$$\theta = 1.3t_1 - 0.29t_2 \quad (4.10)$$

$$\tau = 0.67(t_2 - t_1) \quad (4.11)$$

$$K = \frac{\Delta y}{\Delta M} \quad (4.12)$$

Dengan  $t_1$  adalah waktu saat respon mencapai 35,3% dan  $t_2$  adalah waktu respon saat mencapai 85,3%.  $\Delta y$  adalah perubahan output dan  $\Delta M$  adalah perubahan input.

(Seborg dkk, 2004)

Dari persamaan tersebut, didapatkan

$$Gp_{11} = \frac{1.527415e^{-3.92}}{123.95s+1} \quad (4.13)$$

$$Gp_{21} = \frac{2.36423e^{-3.33}}{129.98s+1} \quad (4.14)$$

$$Gp_{31} = \frac{-31.3316e^{-6.67}}{52.26s+1} \quad (4.15)$$

$$Gp_{41} = \frac{-44.3864e^{-35.86}}{99.16s+1} \quad (4.16)$$

$$Gp_{12} = \frac{2.36423e^{-3.33}}{129.98s+1} \quad (4.17)$$

$$Gp_{22} = \frac{1.527415e^{-3.92}}{123.95s+1} \quad (4.18)$$

$$Gp_{32} = \frac{-44.3864e^{-35.86}}{99.16s+1} \quad (4.19)$$

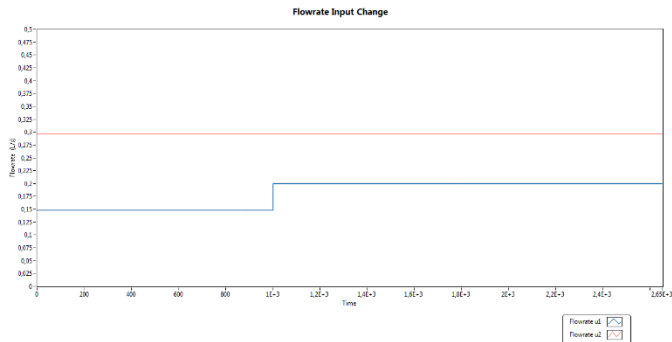
$$Gp_{42} = \frac{-31.3316e^{-6.67}}{52.26s+1} \quad (4.20)$$

$$Gp_{33} = \frac{1.054217e^{-4.65}}{52.26s+1} \quad (4.21)$$

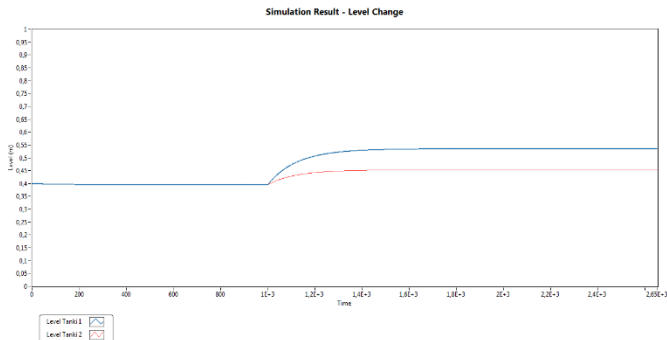
$$Gp_{44} = \frac{1.054217e^{-4.65}}{52.26s+1} \quad (4.22)$$

## IV.2.2 Fase Minimum

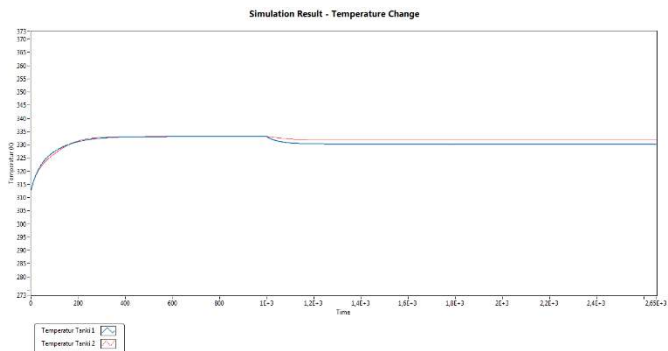
Step test dilakukan untuk system Quadruple-Tank Modifikasi 1 dengan  $\gamma_1=0,7$  dan  $\gamma_2=0,6$ . Yang pertama adalah merubah aliran masuk  $U_1$  dari  $0,000148156 \text{ m}^3/\text{s}$  menjadi  $0,0002 \text{ m}^3/\text{s}$ . Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar  $0,000051844 \text{ m}^3/\text{s}$ .



**Gambar IV.17** Perubahan Aliran Masuk  $U_1$  pada Fase Minimum

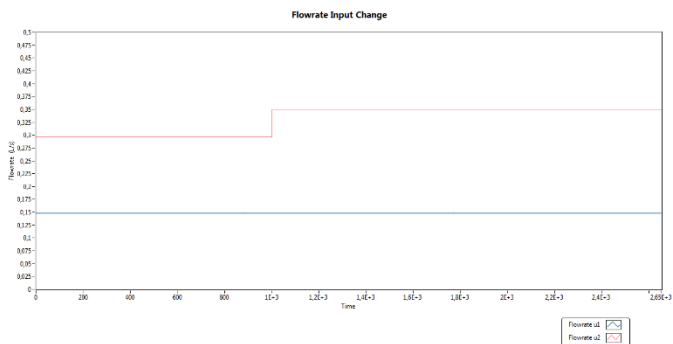


**Gambar IV.18** Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan  $U_1$  pada Fase Minimum

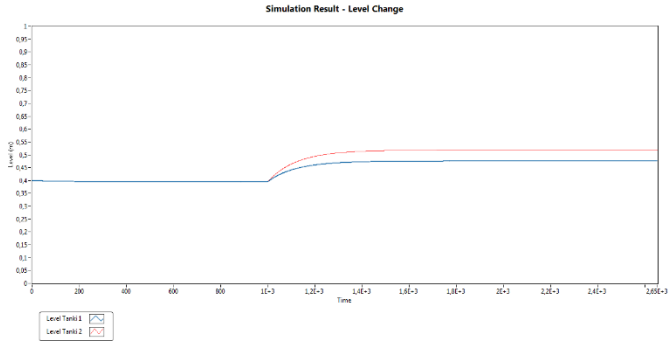


**Gambar IV.19** Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan  $U_1$  pada Fase Minimum

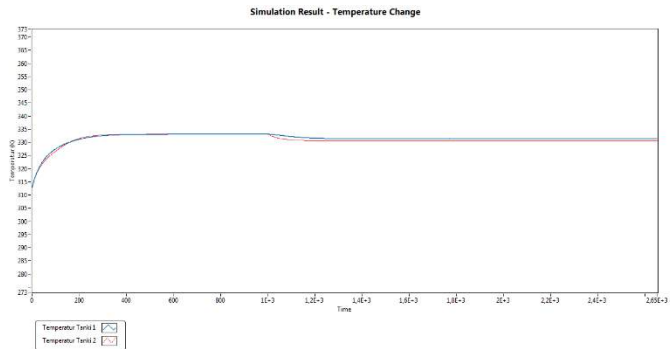
Yang kedua adalah merubah aliran masuk  $U_2$  dari  $0,000296311 \text{ m}^3/\text{s}$  menjadi  $0,00035 \text{ m}^3/\text{s}$ . Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar  $0,000053689 \text{ m}^3/\text{s}$ .



**Gambar IV.20** Perubahan Aliran Masuk  $U_2$  pada Fase Minimum

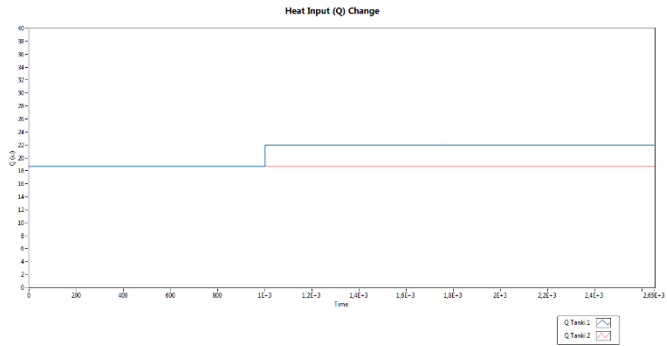


**Gambar IV.21** Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan  $U_2$  pada Fase Minimum

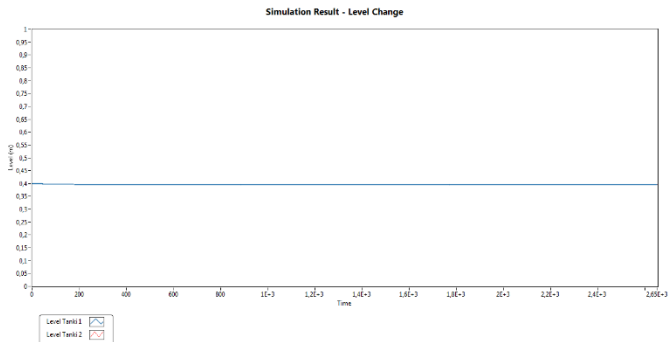


**Gambar IV.22** Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan  $U_2$  pada Fase Minimum

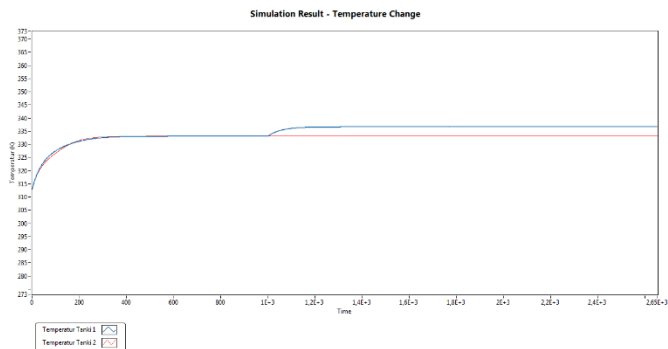
Yang ketiga adalah merubah panas masuk tanki 1,  $Q_1$  dari 18684,5 Joule menjadi 22000 Joule. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar 6315,5 Joule.



**Gambar IV.23** Perubahan Aliran Panas Masuk  $Q_1$  pada Fase Minimum

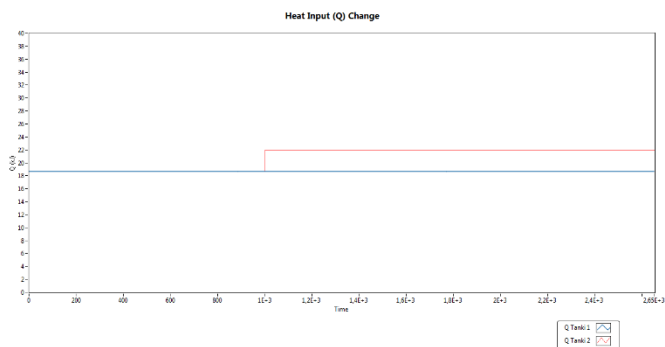


**Gambar IV.24** Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan  $Q_1$  pada Fase Minimum

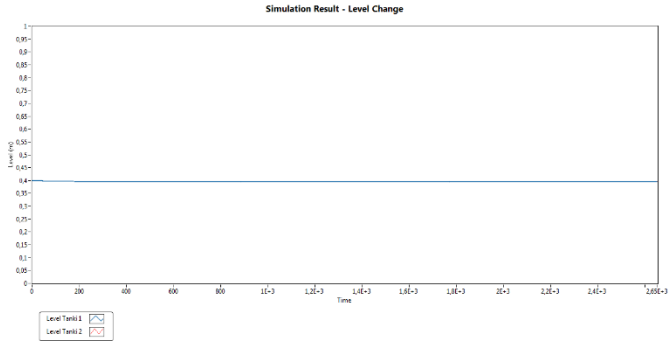


**Gambar IV.25** Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan  $Q_1$  pada Fase Minimum

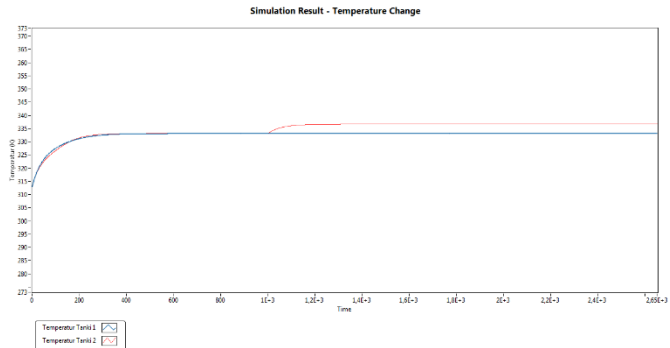
Yang keempat adalah merubah panas masuk tanki 2,  $Q_2$  dari 18684,5 Joule menjadi 22000 Joule. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar 6315,5 Joule.



**Gambar IV.26** Perubahan Aliran Panas Masuk  $Q_2$  pada Fase Minimum



**Gambar IV.27** Respon Perubahan Ketinggian Tanki Karena Perubahan  $Q_2$  pada Fase Minimum



**Gambar IV.28** Respon Perubahan Temperatur Tanki Karena Perubahan  $Q_2$  pada Fase Minimum

Dari respon tersebut kemudian dicari model transfer fungsinya. Model transfer fungsi didekati dengan FOPTD (*First Order Plus Time Delay*) dengan persamaan (4.9)-(4.12). Dari persamaan- persamaan tersebut, didapatkan

$$Gp_{11} = \frac{2.696911e^{-2.76}}{126.63s+1} \quad (4.23)$$

$$Gp_{21} = \frac{1.106178e^{-5.09}}{116.58s+1} \quad (4.24)$$

$$Gp_{31} = \frac{-54.05416e^{-3.21}}{52.26s+1} \quad (4.25)$$

$$Gp_{41} = \frac{-25.0965e^{-20.19}}{72.36s+1} \quad (4.26)$$

$$Gp_{12} = \frac{1.49162e^{-3.64}}{119.93s+1} \quad (4.27)$$

$$Gp_{22} = \frac{2.290503e^{-3.63}}{124.62s+1} \quad (4.28)$$

$$Gp_{32} = \frac{-33.5196e^{-31.09}}{103.18s+1} \quad (4.29)$$

$$Gp_{42} = \frac{-46.5549e^{-3.06}}{53.6s+1} \quad (4.30)$$

$$Gp_{33} = \frac{1.084337e^{-1.9}}{56.28s+1} \quad (4.31)$$

$$Gp_{44} = \frac{1.084337e^{-5.23}}{50.92s+1} \quad (4.32)$$

Baik pada Fase Non Minimum dan Fase Minimum didapatkan adanya time delay pada proses, meskipun cukup kecil pada beberapa model transfer fungsi. Hal ini menunjukkan bahwa system memiliki *time delay*, sesuai dengan apa yang telah diajukan oleh Juwari dkk, 2014.



### IV.3 Analisa Interaksi dengan Metode *Relative Gain Array* (RGA)

Dari transfer fungsi yang didapat, dilakukan analisa interaksi dengan metode RGA. Untuk sistem MIMO 4x4 digunakan persamaan

$$\Lambda = K \otimes (K^{-1})^T \quad (4.33)$$

Untuk Fase Non Minimum didapatkan matriks *relative gain* sebagai berikut,

$$\Lambda = \begin{bmatrix} -0.71639 & 1.716394 & 0 & 0 \\ 1.716394 & -0.71639 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

Sehingga, rekomendasi Pairing yang diusulkan berdasarkan metode RGA adalah

$$h_1 - U_2$$

$$h_2 - U_1$$

$$T_9 - Q_1$$

$$T_{10} - Q_2$$

Untuk Fase Minimum didapatkan matriks *relative gain* sebagai berikut,

$$\Lambda = \begin{bmatrix} 1.364456 & -0.36446 & 0 & 0 \\ -0.36446 & 1.364456 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

Sehingga, rekomendasi Pairing yang diusulkan berdasarkan metode RGA adalah

$$h_1 - U_1$$

$$h_2 - U_2$$

$$T_9 - Q_1$$

$$T_{10} - Q_2$$

Dengan melakukan analisis interaksi, hasil *running* secara langsung dapat digunakan untuk menentukan pairing pengendali yang tepat untuk setiap model. Rekomendasi *pairing* pada Fase Non Minimum adalah pairing 1-2/2-1/3-3/4-4. Pada pairing 1-2/2-1,  $G_{c1}$  akan melakukan aksi korektif terhadap  $U_1$  untuk setiap perubahan pada  $Y_2$  terhadap nilai *set point*-nya ( $h_{sp2}$ ). Sedangkan  $G_{c2}$  akan melakukan aksi korektif terhadap  $U_2$  untuk setiap perubahan  $h_1$  terhadap nilai *set point*-nya ( $Y_{sp1}$ ). Setiap perubahan  $U_1$  maupun  $U_2$  akan saling mempengaruhi satu sama lain, karena saling terhubungkan.

Pada Fase Minimum *pairing* yang direkomendasikan adalah pairing 1-1/2-2/3-3/4-4, hal ini kebalikan dengan yang berkebalikan dengan pairing 1-1/2-2.  $G_{c1}$  akan melakukan aksi korektif terhadap  $U_1$  untuk setiap perubahan  $Y_1$  terhadap nilai *set point*-nya ( $h_{sp1}$ ). Sedangkan  $G_{c2}$  akan melakukan aksi korektif terhadap  $U_2$  untuk setiap perubahan  $Y_2$  terhadap nilai *setpoint*-nya ( $h_{sp2}$ ).

#### IV.4 *Tuning* Pengendali PID dan IMC

Berdasarkan pairing yang direkomendasikan oleh metode RGA, maka *tuning* dilakukan sesuai dengan pairing tersebut. Untuk Fase Non Minimum, *tuning* dilakukan dengan  $G_{p12}$ ,  $G_{p21}$ ,  $G_{p33}$ , dan  $G_{p44}$ . Sementara untuk Fase Minimum, *tuning* dilakukan dengan  $G_{p11}$ ,  $G_{p22}$ ,  $G_{p33}$ , dan  $G_{p44}$ .

##### IV.4.1 *Tuning* Pengendali PID

*Tuning* pengendali PID dilakukan dengan Ziegler-Nichols serta analisis  $K_{CU}$  dan  $P_U$  dari *frequency response*. Fungsi transfer yang didapat didekati dengan model FOPDT, sehingga

$$AR = \frac{K_c K}{\sqrt{(w\tau)^2 + 1}} \tag{4.34}$$

$$\phi = -\tan^{-1}(w\tau) - w\theta \tag{4.35}$$

$K_{CU}$  dan  $P_U$  didapat ketika  $AR = 1$  dan  $\phi = -180$ . Dengan setting parameter Z-N didapatkan *tuning* sebagai berikut.

**Tabel IV.3** Hasil *Tuning* PID Z-N dengan  $\tau_c = \theta$

Fase Non Minimum ( $\gamma_1=0,4$ dan $\gamma_2=0,4$ )			Fase Minimum ( $\gamma_1=0,7$ dan $\gamma_2=0,6$ )		
Kc	$\tau_I$	$\tau_d$	Kc	$\tau_I$	$\tau_d$
23,85168	4,636097		23,14769	5,593515	
21,01463	6,097404		23,14769	5,593513	

51,06882	1,914874	0,478719	19,93895	4,685922	1,171481
16,79607	8,783787	1,317568	19,93895	4,685922	1,171481

#### IV.4.2 *Tuning* Pengendali IMC-Based PID

*Tuning* pengendali dengan IMC-Based PID dilakukan dengan pendekatan model FOPDT.

$$Gp(s) = \frac{Ke^{-\theta}}{\tau s + 1} \quad (4.36)$$

sesuai dengan persamaan,

$$K_c K = \frac{\tau}{\tau_c + \theta} \quad (4.37)$$

$$\tau_I = \tau \quad (4.38)$$

Untuk mengontrol ketinggian tanki dengan menggunakan pengendali PI. Sementara untuk pengendali temperature digunakan digunakan PID.

$$K_c K = \frac{\tau + \frac{\theta}{2}}{\tau_c + \frac{\theta}{2}} \quad (4.39)$$

$$\tau_I = \tau + \frac{\theta}{2} \quad (4.40)$$

$$\tau_D = \frac{\tau\theta}{2\tau + \theta} \quad (4.41)$$

$$\tau_c = \theta \quad (4.42)$$

(Seborg dkk, 2004)

Dengan persamaan-persamaan tersebut didapatkan *tuning* pengendali IMC-Based PID sebagai berikut.

**Tabel IV.4** Hasil *Tuning* IMC-Based PID dengan  $\tau_c = \theta$

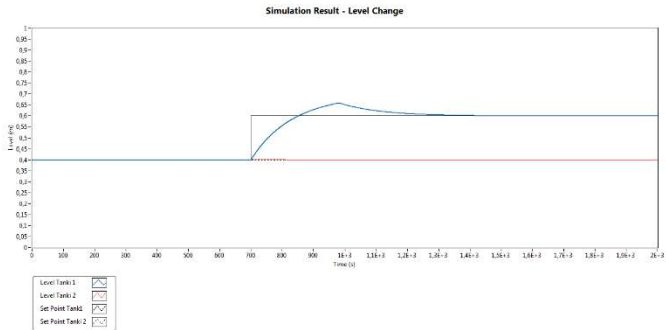
Fase Non Minimum ( $Y_1=0,4$ dan $Y_2=0,4$ )			Fase Minimum ( $Y_1=0,7$ dan $Y_2=0,6$ )		
Kc	$\tau_I$	$\tau_d$	Kc	$\tau_I$	$\tau_d$
8,254915	129,98		8,506108	126,63	
8,254915	129,98		7,494114	124,62	
7,423336	54,585	2,225969	18,51887	57,23	0,93423
7,423336	54,585	2,225969	6,293329	53,535	2,487266

#### IV.V Membandingkan Hasil Pengendalian

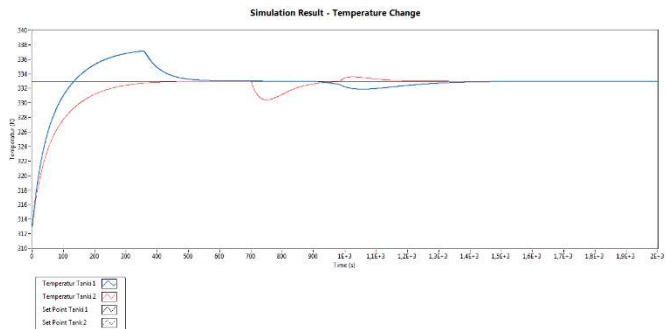
Berdasarkan *tuning* parameter pengendali sebelumnya. Hasil tersebut disimulasikan pada sistem kontrol *closedloop*. Set point ketinggian tanki ( $h_1$ ) dirubah pada  $t=1000s$  dari 0,4m menjadi 0,6m.

Pada program simulasi yang telah dibuat, aliran masuk dibatasi pada 0,00044 m<sup>3</sup>/s. Sementara aliran panas, Q, dibatasi pada 18684,5 J/s untuk tangka dengan ketinggian *steady* 0,4 m dan 22883,8 J/s untuk tangka dengan ketinggian *steady* 0,6 m. Penampakan variabel yang dimanipulasi pada gambar-gambar berikut.

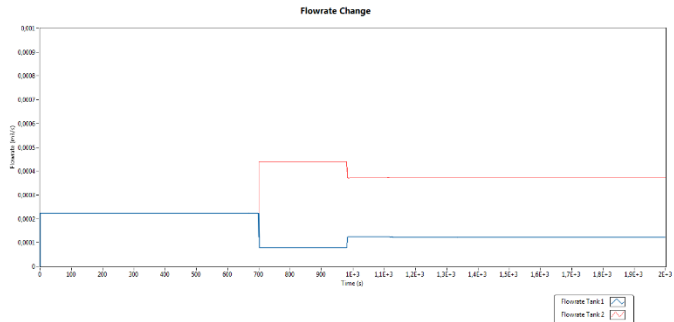
Hasil simulasi program ditunjukkan oleh gambar-gambar berikut.



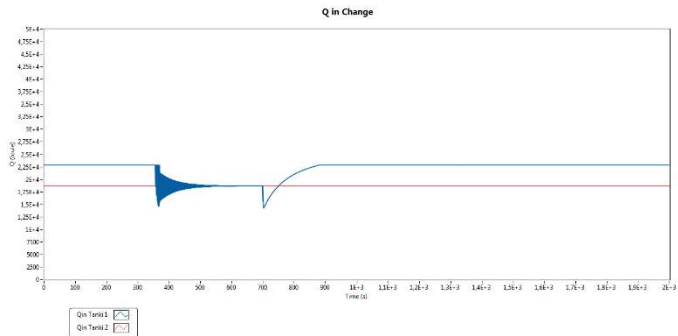
**Gambar IV.29** Respon Ketinggian Tanki Karena Perubahan Set Point pada Fase Non Minimum dengan Pengendali IMC-Based PID



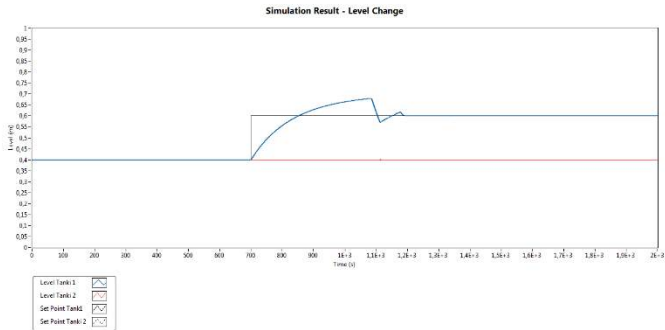
**Gambar IV.30** Respon Temperatur Tanki Karena Perubahan Set Point pada Fase Non Minimum dengan Pengendali IMC-Based PID



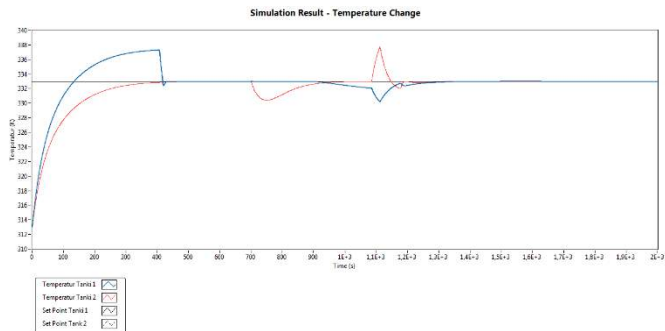
**Gambar IV.31** Perubahan Variabel Manipulasi Aliran Masuk Tangki pada Fase Non Minimum dengan Pengendali IMC-Based PID



**Gambar IV.32** Perubahan Variabel Manipulasi Aliran Panas Masuk Tangki pada Fase Non Minimum dengan Pengendali IMC-Based PID

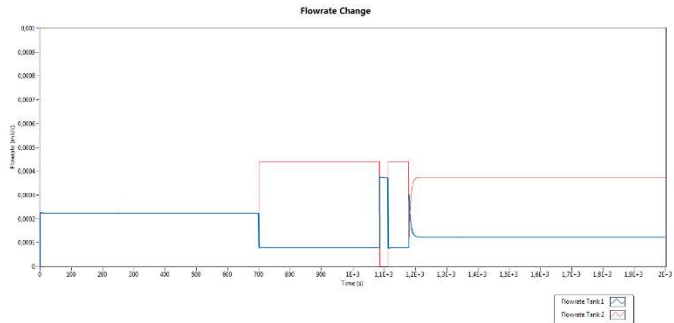


**Gambar IV.33** Respon Ketinggian Tanki Karena Perubahan Set Point pada Fases Non Minimum dengan Pengendali PID Z-N

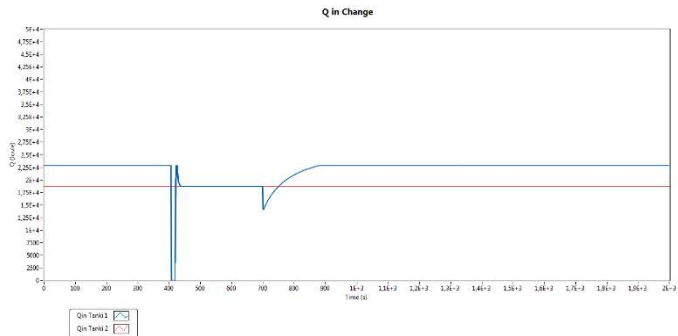


**Gambar IV.34** Respon Temperatur Tanki Karena Perubahan Set Point pada Fase Non Minimum dengan Pengendali PID Z-N

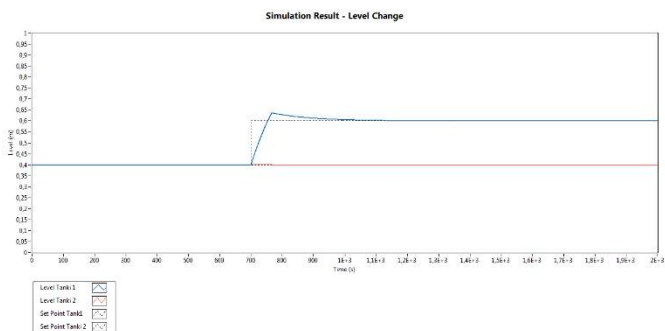




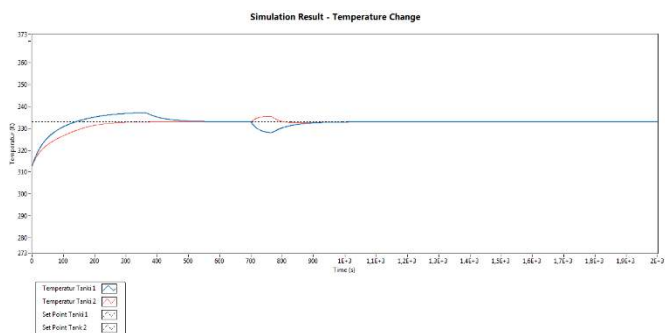
**Gambar IV.35** Perubahan Variabel Manipulasi Aliran Masuk Tangki pada Fase Non Minimum dengan Pengendali PID Z-N



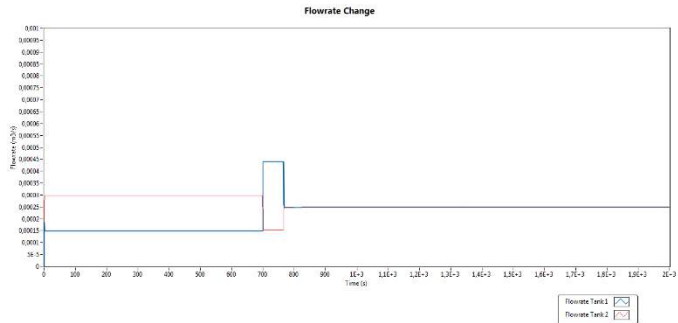
**Gambar IV.36** Perubahan Variabel Manipulasi Panas Masuk Tangki pada Fase Non Minimum dengan Pengendali PID Z-N



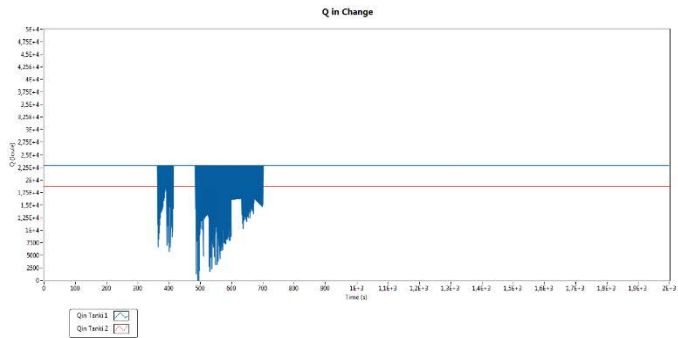
**Gambar IV.37** Respon Ketinggian Tanki Karena Perubahan Set Point pada Fase Minimum dengan Pengendali IMC-Based PID



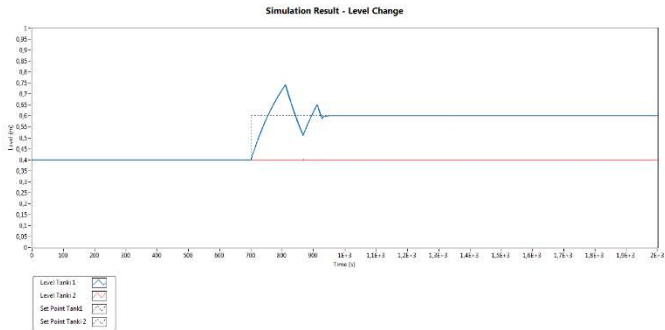
**Gambar IV.38** Respon Temperatur Tanki Karena Perubahan Set Point pada Fase Minimum dengan Pengendali IMC-Based PID



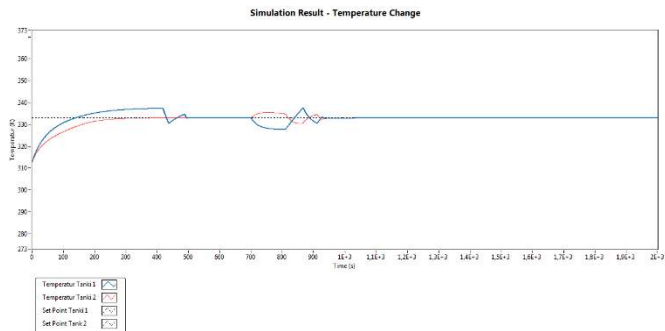
**Gambar IV.39** Perubahan Variabel Manipulasi Aliran Masuk Tangki pada Fase Minimum dengan Pengendali IMC-Based PID



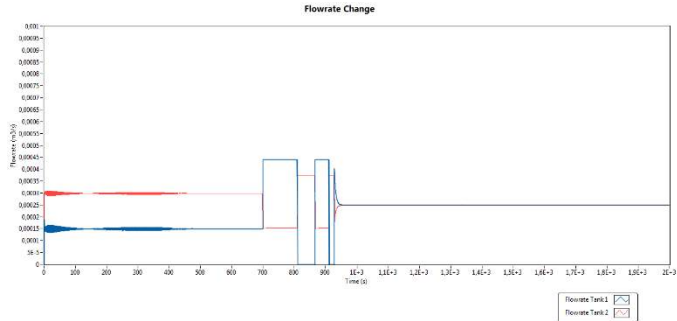
**Gambar IV.40** Perubahan Variabel Manipulasi Panas Masuk Tangki pada Fase Minimum dengan Pengendali IMC-Based PID



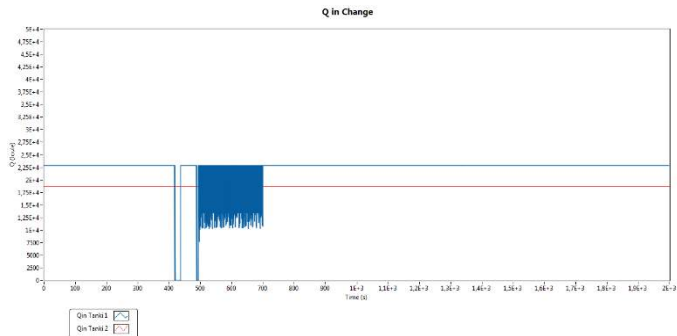
**Gambar IV.41** Respon Ketinggian Tanki Karena Perubahan Set Point pada Fase Minimum dengan Pengendali PID Z-N



**Gambar IV.42** Respon Temperatur Tanki Karena Perubahan Set Point pada Fase Minimum dengan Pengendali PID Z-N



**Gambar IV.43** Perubahan Variabel Manipulasi Aliran Masuk Tangki pada Fase Minimum dengan Pengendali PID Z-N



**Gambar IV.44** Perubahan Variabel Manipulasi Panas Masuk Tangki pada Fase Minimum dengan Pengendali PID Z-N

Dari hasil tersebut dihitung jumlah *error* respon terhadap *set point*. Sesuai dengan persamaan berikut.

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (4.43)$$

(Seborg dkk, 2004)

**Tabel IV.5** Hasil *Integral Absolute Error* (IAE) untuk Fase Non Minimum

IMC-Based PID		PID Z-N	
<b>IAE LT 1</b>	24,4359	<b>IAE LT 1</b>	25,7921
<b>IAE LT 2</b>	0,188732	<b>IAE LT 2</b>	0,008808
<b>IAE TT 1</b>	1995,76	<b>IAE TT 1</b>	1991,46
<b>IAE TT 2</b>	1904,65	<b>IAE TT 2</b>	2028,79

**Tabel IV.6** Hasil *Integral Absolute Error* (IAE) untuk Fase Minimum

IMC-Based PID		PID Z-N	
<b>IAE LT 1</b>	9,9084	<b>IAE LT 1</b>	14,5932
<b>IAE LT 2</b>	0,19384	<b>IAE LT 2</b>	0,01305
<b>IAE TT 1</b>	2291,33	<b>IAE TT 1</b>	2571,25
<b>IAE TT 2</b>	1802,97	<b>IAE TT 2</b>	1975,03

Dari table IV.5 terlihat pada Fase Non Minimum secara umum pengendali PID dengan *tuning* IMC-Based PID lebih bagus daripada PID Ziegler-Nichols. Begitupula pada Fase Minimum. Pengendali PID Z-N lebih bagus hanya untuk pengendalian *level* pada tangki 2. Dari hasil tersebut dapat disimpulkan bahwa secara

umum pada sistem Multivariabel 4x4, khususnya *Quadruple-Tank* Modifikasi 1 lebih baik digunakan IMC-Based PID.

*(Halaman ini sengaja dikosongkan)*



# BAB V

## KESIMPULAN DAN SARAN

### V.1 Kesimpulan

Dari penelitian yang telah dilakukan dapat diambil beberapa kesimpulan :

1. Telah didapatkan dinamika proses *Quadruple-Tank* Modifikasi 1. Untuk Fase Non-Minimum dengan  $\gamma_1 = 0,4$  dan  $\gamma_2 = 0,4$  yakni persamaan (4.13) – (4.22) serta Fase Minimum dengan  $\gamma_1 = 0,7$  dan  $\gamma_2 = 0,6$  yakni persamaan (4.23) – (4.32), semua persamaan tersebut dimodelkan dengan FOPDT.
2. Telah didapatkan tampilan simulasi sistem kontrol *Quadruple-Tank* Modifikasi 1 dengan *software* NI LabVIEW.
3. Telah didapatkan *tuning* parameter pengendali PID dan IMC, yakni pada Tabel IV.3 dan Tabel IV.4.
4. Telah didapatkan respon sistem dengan pengendali PID dan IMC, pengendali IMC menunjukkan hasil lebih baik dengan nilai IAE yang lebih kecil.

### V.2 Saran

Saran yang bisa diberikan melalui penelitian ini adalah:

1. Sebaiknya ditetapkan parameter desain yang sesuai dengan kondisi realita. Seperti diameter pipa utama.
2. Untuk mendapatkan dinamika proses dari *system openloop* dengan *step test*, sebaiknya ditetapkan suhu *steady* tidak terlalu besar dari suhu air mula-mula agar panas ( $Q$ ) yang dibutuhkan tidak terlalu besar.
3. Untuk *system kontrol closeloop*, *set point* suhu sebaiknya ditetapkan tidak jauh dari suhu *steady* agar waktu respon menuju *set point* tidak terlalu lama.
4. Jika kedepan akan merealisasikan sistem *Quadruple-Tank* dalam bentuk fisik lebih baik dimensinya diperkecil, karena dengan dimensi yang telah dipakai membutuhkan jumlah air cukup banyak dan  $Q$  yang besar.

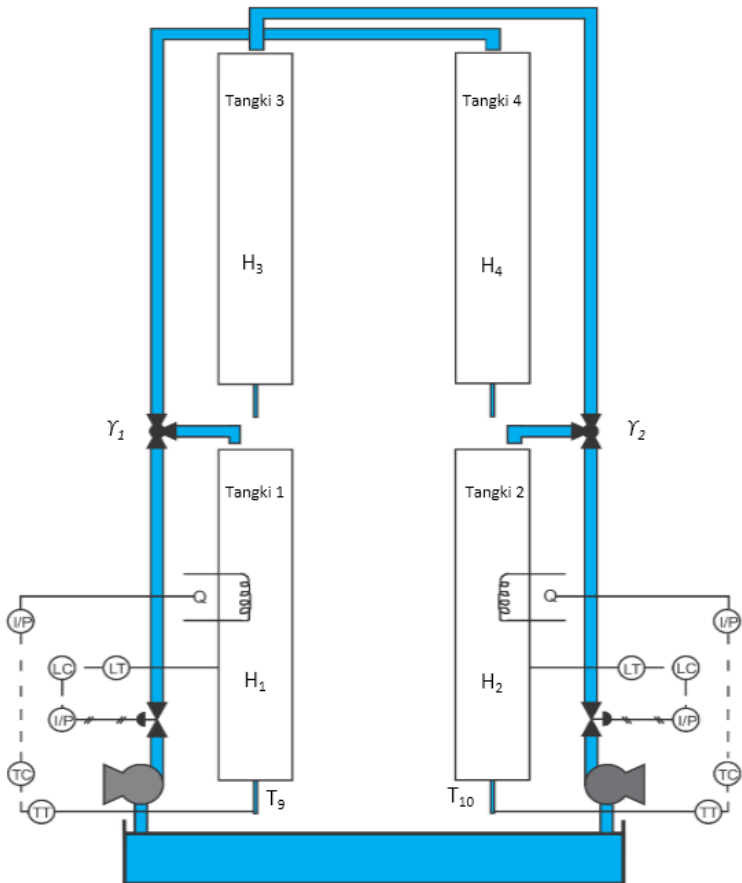
## DAFTAR PUSTAKA

- Draeger, A., Engell, S., Ranke, H., 1995. *Model Predictive Control Using Neural Networks*. IEEE Control System Magazine, Vol. 15.
- Edgar, T., Dunia, R., Dean, E., 2004. *Introduction to Labview for Control Design and Simulation*. National Instrument.
- Faraji, S., 2013. *LabVIEW Tutorial #8: Example II Tank Level Alarm* (Part 2/2).  
<https://www.youtube.com/watch?v=YRPRP8e-DOK> diakses pada 14 Januari 2015.
- Garcia, C.E., Morari M., 1985, *Internal Model Control*. 2. Design Procedure for Multivariable Systems, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol. 24, No. 2.
- Garcia, C.E., Morari M., 1986. *Internal Model Control*. 6. *Multiloop Design*, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol. 25, No. 2.
- Johansson, K. H., Horch, A., Wijk, O., Hansson, A. 1999. *Teaching Multivariable Control Using the Quadruple-Tank Process*. in Proceedings of the 38th IEEE Conference on Decision & Control, Phoenix, Arizona USA.
- Johansson, K.H., 2000. *The Quadruple-Tank Process: A Multivariable Laboratory Process with an Adjustable Zero*.

- IEEE Transaction on Control Systems Technology, Vol. 8, No.3.
- Juwari, Renanto, Hisyam, A., Rahayu, S.P., 2014. *Dynamic Model and Interaction of Modified Quadruple Tanks System*. In The 21st International Seminar on Fundamental & Application Of Chemical Engineering (ISFACHE), Surabaya.
- Luyben, W.L., 1989. *Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineer 2nd Edition*. McGraw Hill, Inc., New York.
- Nurman, Dody. 2006. *Pengendalian Empat Tangki yang Saling Berinteraksi*. Skripsi. Teknik Kimia FTI-ITS. Surabaya.
- Ogunnaike, B.A.A dan Ray, W.H., 1994. *Process Dynamic, Modeling, and Control*. Oxford University Press, Inc. New York.
- Oldenburg, J.T., Ph.D. 2004. *Using National Instruments LabVIEW Software in an Introductory Electronics Course – MOSFET Transistor Parameter Estimation and Bias Circuit Design*. In Proceedings of the 2004 American Society for Engineer Education Pacific Southwest Section Conference, University of the Pacific, Stockton, CA.
- Rifqi, Andi. 2006. *Pengendalian Non-linier dan Saling Berinteraksi Studi Kasus: Sistem Empat Tangki*. Skripsi. Teknik Kimia FTI-ITS. Surabaya

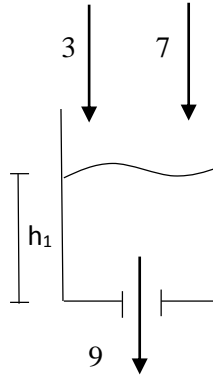
- Rusli, Effendi, Siong Ang, Richard D. Braatz,. 2004. *A Quadruple Tank Process Control Experiment*. Che Division of ASEE.
- Seborg, D. E, Thomas, E.F, Mellichamp, D.A,. 2004. *Process Dynamic and Control 2nd Edition*. John Wiley & Sons, Inc., USA.
- Vijula, D. A., Anu K, Honey M.P, Poorna P.S,. 2013. *Mathematical Modelling of Quadruple Tank System*. International Journal of Emerging Technology and Advanced Engineering, Vol. 3, Issue 12.

## APPENDIKS



**Gambar A.1** Skema Proses *Quadruple-Tank* Modifikasi I

### Neraca Massa Tangki 1



Gambar A.2 Skema Aliran Tangki 1

$$q_{in} = a_3\sqrt{2gh_3} + \gamma_1 k_1 u_1$$

$$q_{out} = a_1\sqrt{2gh_1}$$

#### 1. Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = a_3\sqrt{2gh_3^0} + \gamma_1 k_1 u_1^0 - a_1\sqrt{2gh_1^0}$$

(1)

#### 2. Neraca Massa Unsteady State

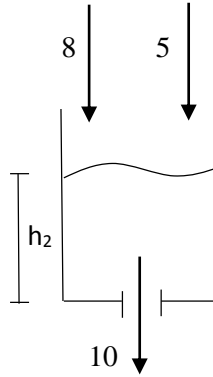
Accumulation = input – output

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = a_3\sqrt{2gh_3} + \gamma_1 k_1 u_1 - a_1\sqrt{2gh_1}$$

$$\frac{dh_1}{dt} = \frac{a_3\sqrt{2gh_3}}{A_1} + \frac{\gamma_1 k_1 u_1}{A_1} - \frac{a_1\sqrt{2gh_1}}{A_1}$$

(2)

## Neraca Massa Tangki 2



Gambar A.3 Skema Tangki 2

$$q_{in} = a_4\sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2$$

$$q_{out} = a_2\sqrt{2gh_2}$$

### 1. Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = a_4\sqrt{2gh_4^0} + \gamma_2 k_2 u_2^0 - a_2\sqrt{2gh_2^0}$$

(3)

### 2. Neraca Massa Unsteady State

Accumulation = input – output

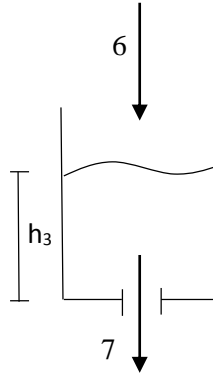
$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = a_4\sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 - a_2\sqrt{2gh_2}$$

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{a_4\sqrt{2gh_4}}{A_2} + \frac{\gamma_2 k_2 u_2}{A_2} - \frac{a_2\sqrt{2gh_2}}{A_2}$$

(4)



### Neraca Massa Tangki 3



Gambar A.4 Skema Aliran Tangki 3

$$q_{in} = (1 - \gamma_2)k_2u_2$$

$$q_{out} = a_3\sqrt{2gh_3}$$

#### 1. Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = (1 - \gamma_2)k_2u_2^0 - a_3\sqrt{2gh_3^0}$$

(5)

#### 2. Neraca Massa Unsteady State

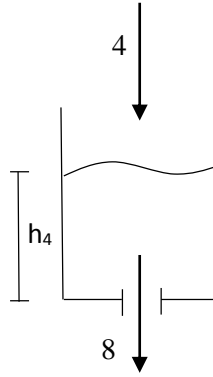
Accumulation = input – output

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = (1 - \gamma_2)k_2u_2 - a_3\sqrt{2gh_3}$$

$$\frac{dh_3}{dt} = \frac{(1 - \gamma_2)k_2u_2}{A_3} - \frac{a_3\sqrt{2gh_3}}{A_3}$$

(6)

### Neraca Massa Tangki 4



Gambar A.5 Skema Aliran Tangki 4

$$q_{in} = (1 - \gamma_1)k_1u_1$$

$$q_{out} = a_4\sqrt{2gh_4}$$

#### 1. Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = (1 - \gamma_1)k_1u_1^0 - a_4\sqrt{2gh_4^0}$$

(7)

#### 2. Neraca Massa Unsteady State

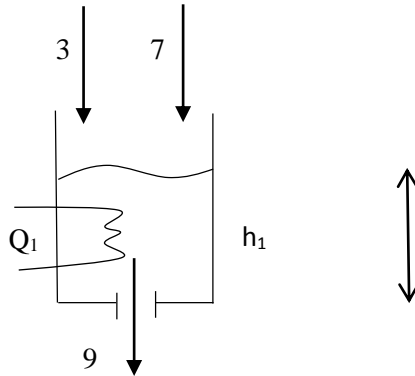
Accumulation = input – output

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = (1 - \gamma_1)k_1u_1 - a_4\sqrt{2gh_4}$$

$$\frac{dh_4}{dt} = \frac{(1 - \gamma_1)k_1u_1}{A_4} - \frac{a_4\sqrt{2gh_4}}{A_4}$$

(8)

### Neraca Energi Tangki 1



Gambar A.6 Skema Aliran Energi Tangki 1

#### 1. Neraca Energi Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = W_3 C (\bar{T}_3 - T_{ref}) + W_7 C (\bar{T}_7 - T_{ref}) + \bar{Q}_1 - W_9 C (\bar{T}_9 - T_{ref})$$

#### 2. Neraca Energi Unsteady State

$V \neq \text{konstan}$

Accumulation = input – output

$$A_1 \rho C \frac{d h_1 \cdot T_9}{dt} = W_3 C \rho (T_3 - T_{ref}) + W_7 C \rho (T_7 - T_{ref}) + Q_1 - W_9 C \rho (T_9 - T_{ref})$$

$$\begin{aligned}
A_1 \left( h_1 \frac{dT_9}{dt} + T_9 \frac{dh_1}{dt} \right) &= W_3(T_3 - T_{ref}) + W_7(T_7 - T_{ref}) + \frac{Q_1}{\rho C} \\
&\quad - W_9(T_9 - T_{ref}) \\
A_1 \left( h_1 \frac{dT_9}{dt} + T_9 \frac{dh_1}{dt} \right) &= W_3 T_3 + W_7 T_7 + \frac{Q_1}{\rho C} - W_9 T_9 \\
h_1 \frac{dT_9}{dt} + T_9 \frac{dh_1}{dt} &= \frac{W_3}{A_1} T_3 + \frac{W_7}{A_1} T_7 + \frac{Q_1}{A_1 \rho C} - \frac{W_9}{A_1} T_9 \\
h_1 \frac{dT_9}{dt} &= \frac{W_3}{A_1} T_3 + \frac{W_7}{A_1} T_7 + \frac{Q_1}{A_1 \rho C} - \frac{W_9}{A_1} T_9 - T_9 \frac{dh_1}{dt} \\
\frac{dT_9}{dt} &= \frac{W_3 T_3}{A_1 h_1} + \frac{W_7 T_7}{A_1 h_1} + \frac{Q_1}{A_1 \rho C h_1} - \frac{W_9}{A_1 h_1} T_9 - \frac{T_9}{h_1} \frac{dh_1}{dt}
\end{aligned} \tag{9}$$

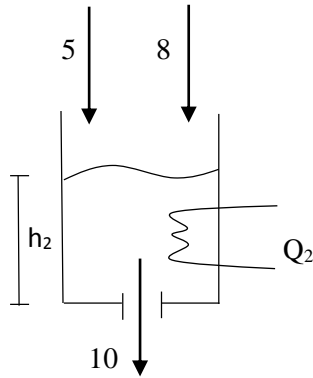
Dimana,:

$$\begin{aligned}
W_3 &= \gamma_1 k_1 u_1 \\
W_7 &= a_3 \sqrt{2gh_3} \\
W_9 &= a_1 \sqrt{2gh_1}
\end{aligned}$$

Sehingga persamaan (9) menjadi :

$$\begin{aligned}
\frac{dT_9}{dt} &= \frac{\gamma_1 k_1 u_1 T_3}{A_1 h_1} + \frac{a_3 \sqrt{2gh_3} T_7}{A_1 h_1} + \frac{Q_1}{A_1 \rho C h_1} - \frac{a_1 \sqrt{2gh_1} T_9}{A_1 h_1} \\
&\quad - \frac{T_9}{h_1} \frac{dh_1}{dt}
\end{aligned} \tag{10}$$

## Neraca Energi Tangki 2



Gambar A.6 Skema Aliran Energi Tangki 2

### 1. Neraca Energi Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = W_5 C(\bar{T}_5 - T_{ref}) + W_8 C(\bar{T}_8 - T_{ref}) + \bar{Q}_2 - W_{10} C(\bar{T}_{10} - T_{ref})$$

### 2. Neraca Energi Unsteady State

$V \neq \text{konstan}$

Accumulation = input – output

$$\begin{aligned} A_2 \rho C \frac{d h_2 \cdot T_{10}}{dt} &= W_5 C \rho (T_5 - T_{ref}) + W_8 C \rho (T_8 - T_{ref}) + \\ &Q_2 - W_{10} C \rho (T_{10} - T_{ref}) \\ A_2 \left( h_2 \frac{dT_{10}}{dt} + T_{10} \frac{dh_2}{dt} \right) &= W_5 (T_5 - T_{ref}) + W_8 (T_8 - T_{ref}) + \frac{Q_2}{C \rho} - (W_5 \\ &+ W_8) (T_{10} - T_{ref}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
A_2 \left( h_2 \frac{dT_{10}}{dt} + T_{10} \frac{dh_2}{dt} \right) &= W_5 T_5 + W_8 T_8 + \frac{Q_2}{C\rho} - (W_5 + W_8) T_{10} \\
h_2 \frac{dT_{10}}{dt} + T_{10} \frac{dh_2}{dt} &= \frac{W_5}{A_2} T_5 + \frac{W_8}{A_2} T_8 + \frac{Q_2}{A_2 \rho C} - \frac{W_{10}}{A_2} T_{10} \\
h_2 \frac{dT_{10}}{dt} &= \frac{W_5}{A_2} T_5 + \frac{W_8}{A_2} T_8 + \frac{Q_2}{A_2 \rho C} - \frac{W_{10}}{A_2} T_{10} - T_{10} \frac{dh_2}{dt} \\
\frac{dT_{10}}{dt} &= \frac{W_5 T_5}{A_2 h_2} + \frac{W_8 T_8}{A_2 h_2} + \frac{Q_2}{A_2 \rho C h_2} - \frac{W_{10} T_{10}}{A_2 h_2} - \frac{T_{10}}{h_2} \frac{dh_2}{dt}
\end{aligned} \tag{11}$$

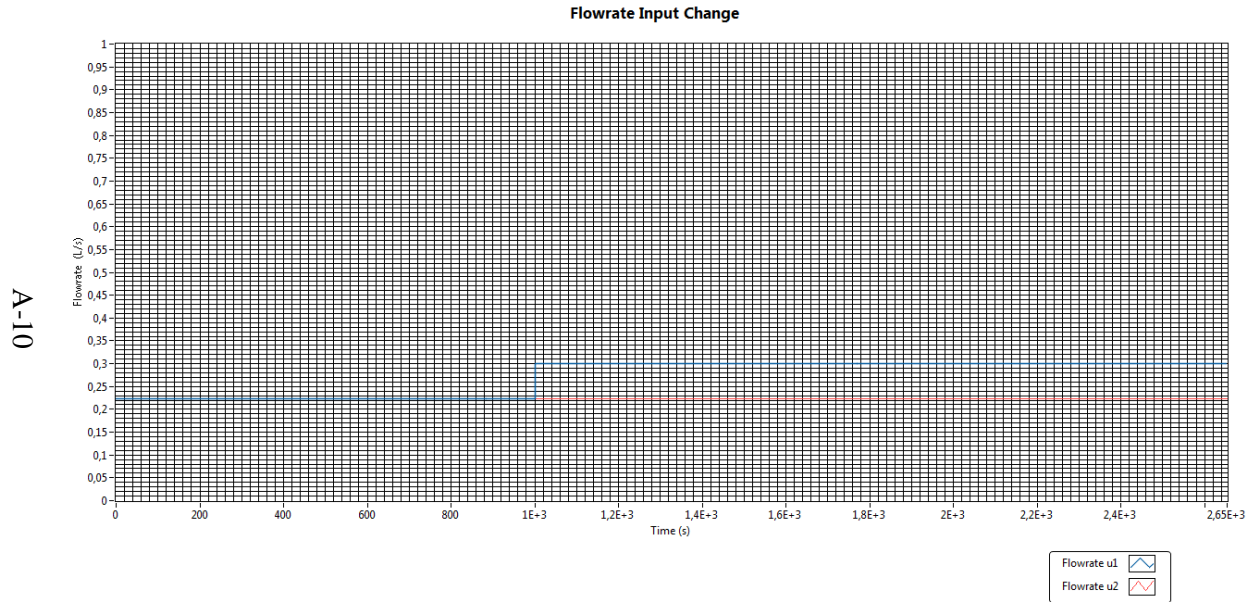
Dimana :

$$\begin{aligned}
W_5 &= \gamma_2 k_2 u_2 \\
W_8 &= a_4 \sqrt{2gh_4} \\
W_{10} &= a_2 \sqrt{2gh_2}
\end{aligned}$$

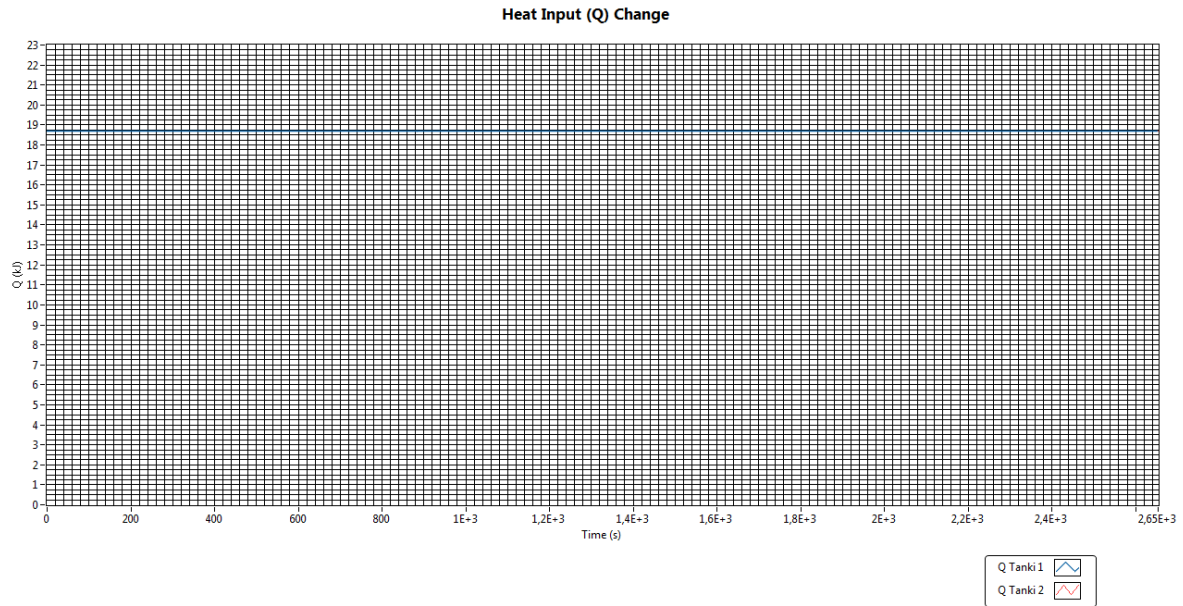
Sehingga persamaan (11) menjadi :

$$\begin{aligned}
\frac{dT_{10}}{dt} &= \frac{\gamma_2 k_2 u_2 T_5}{A_2 h_2} + \frac{a_4 \sqrt{2gh_4} T_8}{A_2 h_2} + \frac{Q_2}{A_2 \rho C h_2} \\
&\quad - \frac{a_2 \sqrt{2gh_2} T_{10}}{A_2 h_2} - \frac{T_{10}}{h_2} \frac{dh_2}{dt}
\end{aligned} \tag{12}$$

## Identifikasi Transfer Fungsi dengan *Step Test* Flowrate $U_1$

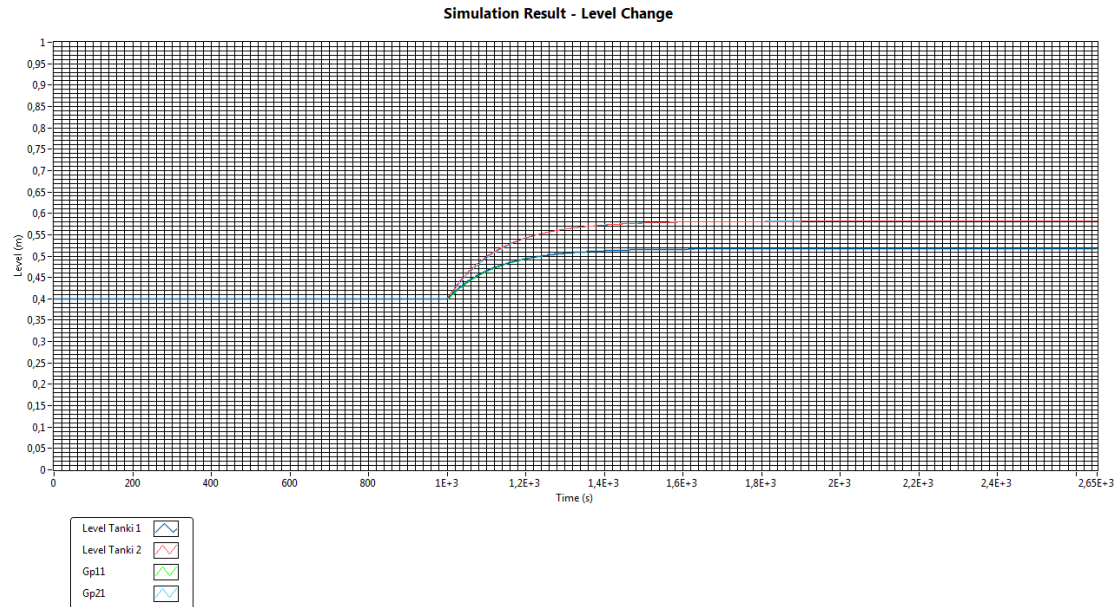


**Gambar A.8** Grafik *Step Test* Variabel Input Flowrate  $U_1$  pada Fase Non-Minimum

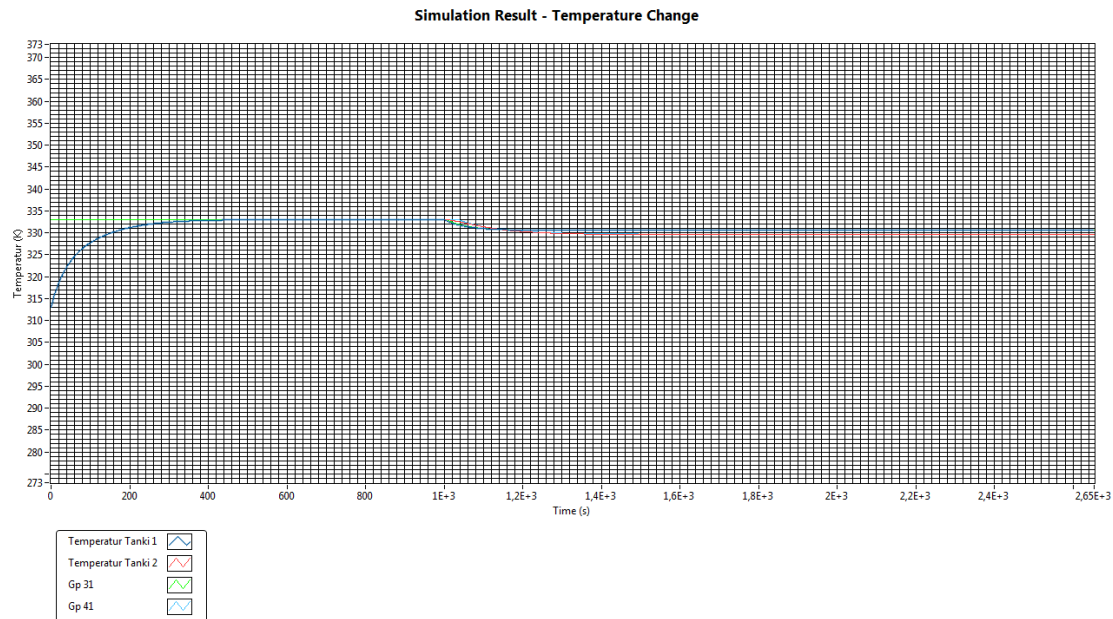


**Gambar A.9** Grafik Variabel  $Input Q_1$  ketika *Step Test Flowrate  $U_1$*  pada Fase Non-Minimum





**Gambar A.10** Grafik Respon Variabel  $h_1$  dan  $h_2$  ketika *Step Test Flowrate*  $U_1$  pada Fase Non-Minimum



**Gambar A.11** Grafik Respon Variabel *Output* Temperatur pada Tangki 1 ( $T_9$ ) dan Temperatur pada Tangki 2 ( $T_{10}$ ) ketika *Step Test Flowrate*  $U_1$  pada Fase Non-Minimum

Identifikasi fungsi transfer dengan *Step Test* variabel input flowrate  $U_1$  pada fase non-minimum ( $\gamma_1 = \gamma_2 = 0,4$ ) dilakukan pada  $t = 1000$  s sebagaimana ditunjukkan oleh gambar A.9. Dengan nilai *level steady* mula-mula  $h_1^0 = h_2^0 = 0,4$  m, tampak pada gambar A.10 tercapai *level steady* baru  $h_1 = 0,5171$  m pada  $t = 1905$  s serta *level steady* baru  $h_2 = 0,5813$  m pada  $t = 2005$  s, dan tampak pula pada gambar A.11 dengan nilai temperatur steady mula-mula  $T_9^0 = T_{10}^0 = 333$  K, tercapai temperatur *steady* baru yaitu  $T_9 = 330,6$  K pada  $t = 1214$  s serta baru  $T_{10} = 329,6$  K pada  $t = 1442$  s. Sundaresan dan Khrisnaswamy (1978) mengusulkan  $t_1$  dan  $t_2$  untuk memperkirakan kurva respon step. Kedua waktu tersebut bernilai 35.3% dan 85.3% terhadap waktu respon yang dibutuhkan mencapai keadaan *steady* yang baru. Sehingga *time delay* dan *time constant* dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\theta = 1.3t_1 - 0.29t_2 \quad (13)$$

$$\tau = 0.67(t_2 - t_1) \quad (14)$$

Sehingga didapatkan nilai level  $h_{1\ t1} = 0,353(h_1 - h_1^0) + h_1^0 = 0,4413$  m pada  $t_1 = 1057$  s dan nilai level  $h_{1\ t2} = 0,853(h_1 - h_1^0) + h_1^0 = 0,4998$  m pada  $t_2 = 1242$  s.

Menggunakan persamaan (13) dan persamaan (14), didapatkan nilai  $\theta = 3,92$  dan  $\tau = 123,95$ . Kemudian menghitung nilai *gain* proses dengan membagi perubahan nilai *steady* pada level terhadap perubahan aliran input  $U_1$ . Sehingga didapatkan nilai *gain* pada  $Gp_{11}$  sebesar berikut :

$$K_{11} = \frac{0,517 - 0,4}{1000(0,0003 - 0,000223)} = 1,527$$

Sehingga dengan memasukkan ke dalam bentuk persamaan FOPTD

$$Gp = \frac{K e^{-\theta}}{\tau s + 1} \quad (15)$$

Didapatkan nilai *gain* proses untuk perubahan aliran input  $U_1$  terhadap level  $h_1$  sebagai berikut :

$$Gp_{11} = \frac{1,5274 e^{-3,92}}{123,95 s + 1} \quad (16)$$

dengan cara yang sama didapatkan fungsi transfer lainnya.

$$Gp_{12} = \frac{2,3642 e^{-3,33}}{129,98 s + 1} \quad (17)$$

$$Gp_{21} = \frac{2,3642 e^{-3,33}}{129,98 s + 1} \quad (18)$$

$$Gp_{22} = \frac{1,5274 e^{-3,92}}{123,95 s + 1} \quad (19)$$

$$Gp_{31} = \frac{-31,3316 e^{-6,67}}{52,26 s + 1} \quad (20)$$

$$Gp_{32} = \frac{-44,3864 e^{-35,86}}{99,16 s + 1} \quad (21)$$

$$Gp_{33} = \frac{1,0542 e^{-4,65}}{52,26 s + 1} \quad (22)$$

$$Gp_{41} = \frac{-44,3864 e^{-35,86}}{99,16 s + 1} \quad (23)$$

$$Gp_{42} = \frac{-31,3316 e^{-6,67}}{52,26 s + 1} \quad (24)$$

$$Gp_{44} = \frac{1,0542 e^{-4,65}}{52,26 s + 1} \quad (25)$$

Sehingga didapatkan matriks 4x4 sebagai berikut :

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \\ T_9(s) \\ T_{10}(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Gp_{11} & Gp_{12} & 0 & 0 \\ Gp_{21} & Gp_{22} & 0 & 0 \\ Gp_{31} & Gp_{32} & Gp_{33} & 0 \\ Gp_{41} & Gp_{42} & 0 & Gp_{44} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \\ Q_1(s) \\ Q_2(s) \end{bmatrix}$$

**Menggunakan Metode *Relative Gain Array* (RGA) Milik Bristol (1966) untuk Menentukan *Pairing*.**

Dari matriks fungsi transfer di atas, kemudian menghitung nilai gain masing-masing pasangan proses dengan cara sebagai berikut :

$$K = Gp(0) = \lim_{s \rightarrow 0} Gp(s)$$

(Seborg dkk, 2004)

(26)

Sehingga didapatkan matriks dari *steady state gain* sistem *quadruple tank* modifikasi 1 untuk fase non-minimum sebagai berikut :

$$K = \begin{bmatrix} 1,5274 & 2,3642 & 0 & 0 \\ 2,3642 & 1,5274 & 0 & 0 \\ -31,3316 & -44,3864 & 1,0542 & 0 \\ -44,3864 & -31,3316 & 0 & 1,0542 \end{bmatrix}$$

(27)

Dimana matriks relatif gain adalah :

$$\Lambda = K \otimes (K^{-1})^T$$

(Seborg dkk, 2004)

(28)

$$\Lambda = \begin{bmatrix} -0,7164 & 1,7164 & 0 & 0 \\ 1,7164 & -0,7164 & 0 & 0 \\ 0,000 & 0,000 & 1 & 0 \\ 0,000 & 0,000 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

Dari matriks tersebut terlihat bahwa rekomendasi pairing yang diusulkan berdasarkan metode RGA adalah sebagai berikut :

$$H_1 - U_2$$

$$H_2 - U_1$$

$$T_9 - Q_1$$

$$T_{10} - Q_2$$

**Tuning IMC – PID oleh Chien dan Fruehauf (1990)**

**dengan menggunakan pendekatan Skogestad (2003)  $\tau_c =$**

**$\theta$  untuk Fase Non-Minimum**

Untuk FOPTD dengan fungsi transfer sebagai berikut :

$$Gp = \frac{K e^{-\theta}}{\tau s + 1} \quad (29)$$

Pada pengendalian level menggunakan pengendali IMC-PI dengan sebagai parameter *tuning* berikut :

$$KcK = \frac{\tau}{\tau_c + \theta}; \tau_I = \tau \quad (30)$$

dan pada pengendalian temperatur menggunakan pengendali IMC-PID dengan parameter *tuning* sebagai berikut :

$$KcK = \frac{\tau + \frac{\theta}{2}}{\tau_c + \frac{\theta}{2}}; \tau_I = \tau + \frac{\theta}{2}; \tau_d = \frac{\tau\theta}{2\tau + \theta} \quad (31)$$

Sehingga didapatkan parameter *tuning* untuk masing-masing *pairing* sebagai berikut :

	$KcK$	$Kc$	$\tau_I$	$\tau_d$
Gp <sub>12</sub>	19,5165	8,2549	129,98	-
Gp <sub>21</sub>	19,5165	8,2549	129,98	-
Gp <sub>33</sub>	7,8258	7,4233	54,585	2,226
Gp <sub>44</sub>	7,8258	7,4233	54,585	2,226

### **Tuning Ziegler-Nichols FOPTD**

Menggunakan *tuning* yang diusulkan oleh Ziegler dan Nichols (1942) sebagai berikut :

	$Kc$	$\tau_I$	$\tau_D$
PI	$0,45Kcu$	$\frac{Pu}{1,2}$	-
PID	$0,6Kcu$	$\frac{Pu}{2}$	$\frac{Pu}{8}$

(32)

Dengan menghitung nilai  $Pu$  dan  $Kcu$  terlebih dahulu dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\tau = \frac{Pu}{2\pi} \tan \left[ \frac{\pi(Pu - 2\theta)}{Pu} \right]$$

$$\tau = \frac{Pu}{2\pi} \sqrt{(KKcu)^2 - 1}$$

(Seborg dkk, 2004)

(33)



Dengan memasukkan nilai  $\tau$  sesuai  $Gp_{ij}$  sesuai hasil *pairing* RGA, didapatkan parameter *tuning* sebagai berikut :

	$K_{cu}$	$P_u$	$K_c$	$\tau_I$	$\tau_d$
Gp <sub>12</sub>	336,985	1,0245	151,6439	0,8538	-
Gp <sub>21</sub>	336,985	1,0245	151,6439	0,8538	-
Gp <sub>33</sub>	284,5701	1,0939	170,7421	0,5470	0,1367
Gp <sub>44</sub>	284,5701	1,0939	170,7421	0,5470	0,1367

## BIODATA PENULIS



Ilham Anugrah Permata, lahir di kota Jombang pada tanggal 20 Desember 1994. Pendidikan formalnya dimulai di MIN Kauman Utara Jombang tahun 2001-2007, SMPN 1 Jombang tahun 2007-2009, SMAN 3 Jombang tahun 2009-2011, dan terakhir pendidikan Sarjana di Teknik Kimia FTI-ITS.

Penulis dapat dihubungi melalui email [ilhamanugrahpermata@yahoo.co.id](mailto:ilhamanugrahpermata@yahoo.co.id) dan telepon +6284649437029. Profil lengkap penulis dapat dilihat di <http://www.facebook.com/ilhampermata77>

## BIODATA PENULIS



Hasan Isma'il, dilahirkan di Kota Surabaya pada tanggal 28 Agustus 1992. Pendidikan yang telah ditempuh oleh penulis yaitu MI NU Tahfidhul Qur'an TBS Kudus, SMP Islam Terpadu Abu Bakar Yogyakarta, SMA Negeri 1 Babat, SMA Negeri 4 Surabaya, dan terakhir Pendidikan Sarjana di Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya. Penulis dapat dihubungi melalui e-mail [hasanism.99@gmail.com](mailto:hasanism.99@gmail.com) dan telepon +62 85731992789. Profil lengkap penulis dapat dilihat di <http://www.facebook.com/smile.is.hasan>